

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA AMBIENTAL



**PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO
DE DESAGUES A NIVEL DE LABORATORIO**

T E S I S

Para optar el Título Profesional de
Ingeniero Sanitario

IRIS LAURA

MARMANILLO BUSTAMANTE

ALICIA SERAFINA

CHANG WONG

Lima - Perú
1984

CONTENIDO

	Página
LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE CUADROS	xi
I. <u>RESUMEN</u>	1
II. <u>CONSIDERACIONES GENERALES</u>	2
A. INTRODUCCION	2
B. OBJETIVOS	3
C. ALCANCE	3
III. <u>FUNDAMENTO TEORICO</u>	5
A. PROCESO DE SEDIMENTACION	5
1. Sedimentación de partículas discretas	5
2. Sedimentación floculenta	11
3. Sedimentación de zona	17
B. PROCESO DE LODOS ACTIVADOS Y AERACION EXTENDIDA	19
1. Características generales del crecimiento de microorganismos.	19
2. Reacciones biológicas	20
3. Cinética de crecimiento biológico y remoción de sustrato	25
a. Crecimiento celular	26
b. Remoción de sustrato	27
c. Relación entre crecimiento celular y remoción de sustrato. Teoría de Monod.	30
d. Producción de lodos	31

	Página
e. Decaimiento endógeno	33
f. Determinación de constantes cinéticas a partir de reactores de flujo continuo.	34
g. Modelo de reactor biológico completamente mezclado con recirculación.	37
4. Proceso de lodos activados y aeración extendida	39
a. Descripción del proceso	39
(1) Factores fundamentales	40
(2) Variaciones del proceso	42
b. Parámetros de dimensionamiento y control	47
C. ACLIMATACION DE LODOS BIOLOGICOS	77
IV. <u>MODELO EXPERIMENTAL</u>	81
A. EQUIPAMIENTO	81
1. Sistema de sedimentación	81
a. Descripción del modelo	81
b. Lista de partes del sistema	84
2. Sistema de aeración extendida	87
a. Descripción del modelo	87
b. Lista de partes del sistema	98
B. COSTO DE IMPLEMENTACION DEL MODELO	102
C. CALIBRACION DEL MODELO EXPERIMENTAL DE AERACION EXTENDIDA	103
V. <u>MUESTREO, TRANSPORTE, PRESERVACION Y ALMACENAMIENTO DE DESAGUE CRUDO</u>	108
VI. <u>TOXICIDAD</u>	112
VII. <u>OPERACION, CONTROL Y MANTENIMIENTO DE LOS MODELOS</u>	114

	Página
A. METODOS UTILIZADOS EN LAS DETERMINACIONES ANALITICAS	114
B. SEDIMENTACION	114
1. Metodología experimental	114
2. Mantenimiento del sistema	115
C. AERACION EXTENDIDA	115
1. Puesta en marcha y entrada en regimen	115
a. Acondicionamiento del desagüe	115
(1) Substrato empleado	115
(2) Procedimiento de aclimatación	116
2. Período de regimen	117
a. Metodología experimental	117
b. Control	119
c. Mantenimiento	121
3. Fase endógena	122
VIII. <u>RESULTADOS</u>	123
A. SEDIMENTACION	123
1. Substrato utilizado	123
2. Presentación de datos	123
3. Análisis de resultados y correlaciones	123
4. Comentarios de los resultados obtenidos	124
B. AERACION EXTENDIDA	129
1. Substrato utilizado	129
2. Presentación de datos	129
3. Análisis de resultados y correlaciones	136
a. Parámetros de control analítico en función del tiempo.	136
b. Correlación entre DBO y DQO	136

	Página
c. Variación de la fracción de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM/SSLM)	150
d. Remoción de DBO total y soluble, turbiedad, color y DQO total y soluble	150
e. Sedimentabilidad de lodos	150
f. Variación de OD y DQO soluble. Fase endógena.	162
g. Factor de carga (U)	162
h. Tiempo promedio de retención celular (θ_c)	162
i. Remoción de coliformes totales	166
4. Comentarios de los resultados obtenidos	167
a. Parámetros de control analítica.	167
b. Resultados relativos a DBO y DQO	169
c. Resultados relativos a sólidos suspendidos	169
d. Características del lodo sedimentado	170
e. Capacidad de clarificación de los lodos - activados	171
f. Consideraciones de la variación de OD y DQO en la fase endógena	172
g. Consideraciones sobre tiempo promedio de - residencia celular (θ_c), períodos de re-- tención hidráulico (TR) y factor de carga (U)	172
h. Presencia de lodos filamentoso, voluminoso y ascendente.	174
IX. <u>REQUISITOS PARA EL DESARROLLO DE LA INVESTIGACION</u>	176
A. PROPUESTA DE LA INVESTIGACION	176
B. DESARROLLO DEL PROTOCOLO DE INVESTIGACION	176
1. Necesidad del protocolo de investigación	176
2. Criterios para la definición de los objetivos y alcances del estudio.	176

	Página
C. DETERMINACION DE RECURSOS NECESARIOS	179
D. INFORMES Y PUBLICACIONES	180
E. CRONOGRAMA DE LA INVESTIGACION	180
1. Relación de actividades	180
2. Cronograma	182
X. <u>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</u>	183
A. CONCLUSIONES	183
B. RECOMENDACIONES	185
XI. <u>BIBLIOGRAFIA</u>	188
ANEXO Nº 1	
CONDICIONES DE SEGURIDAD QUE DEBEN OBSERVARSE PARA EL TRABAJO CON AGUAS RESIDUALES	192
ANEXO Nº 2	
NOMENCLATURA Y SIMBOLOS UTILIZADOS	194
ANEXO Nº 3	
VISTAS FOTOGRAFICAS	198

LISTA DE FIGURAS

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
3.1	Sedimentación de partículas discretas	11
3.2	Curva para análisis de velocidades de sedimentación de partículas discretas	11
3.3	Sedimentación de partículas aglomerables	12
3.4	Columna de sedimentación	14
3.5	Porcentajes de remoción en varios intervalos de tiempo y profundidades para una solución floculada.	15
3.6	Gráficas para análisis de la información de la columna de sedimentación.	15
3.7	Propiedades de sedimentación de un lodo - floculado.	17
3.8	Zonas de sedimentación	18
3.9	Curva típica de crecimiento de microorganismos basado en el número de células.	20
3.10	Distribución de energía carbonácea en un desecho doméstico crudo/industrial, en términos de oxígeno equivalente.	25
3.11	Curva de remoción de substrato y acumulación de sólidos biológicos.	26
3.12	Gráfico $1/\mu$ vs. $1/S$ para determinar K_S y $\hat{\mu}$.	29
3.13	Curva de crecimiento sobre coordenadas semi-log.	20
3.14	Gráfico de S vs S/μ	31
3.15	Gráfico de Lineweaver	36
3.16	Factores esenciales del proceso de lodos - activados.	41
3.17	Proceso convencional de lodos activados	43
3.18	Proceso de lodos activados de alta capacidad o aeración modificada.	43

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
3.19	Proceso de contacto-estabilización, adsorción rápida o reareación de lodos.	44
3.20	Proceso de aeración prolongada.	44
3.21	Esquemas de lodos activados a mezcla completa.	45
3.22	Esquemas de lodos activados con flujo a pistón.	46
3.23	Esquema del proceso de aeración prolongada en reactor de flujo orbital.	48
3.24	Esquemas de procesos patentados de lodos activados.	49
3.25	Características del flóculo en procesos de lodos activados.	76
3.26	Velocidad de captación de oxígeno o remoción de substrato como función del tiempo de aclimatación de un lodo biológico.	79
3.27	Efecto del incremento de concentración de un desecho parcialmente tóxico, mezclado con un desecho biodegradable no tóxico.	80
4.1	Sistema de sedimentación.	82
4.2	Esquema isométrico de sistema de sedimentación.	83
4.3	Esquema general del modelo de lodos activados.	88
4.4	Reactores de aeración extendida y clarificación.	89
4.5	Plano general. Reactores de aeración extendida y clarificación.	90
4.6	Reactores de aeración extendida y clarificación. Corte de piezas.	91
4.7	Sistema de soporte, drenaje y afluente. Reactores de aeración extendida y clarificación.	92
4.8	Unidad de Control de nivel	93
4.9	Electrodo para el control de nivel	94

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
4.10	Esquema de la paleta del mezclador	95
4.11	Interruptor eléctrico cíclico de un tiempo y dos contactos.	96
4.12	Interruptor eléctrico cíclico de cuatro - tiempos y dos contactos.	97
4.13	Esquema general inicial del modelo de lo-- dos activados.	98
4.14	Curva de calibración. Bombas peristálticas	107
8.1	Perfil de sedimentación. 1ª prueba	126
8.2	Perfil de sedimentación. 2ª prueba	126
8.3	Perfil de sedimentación. 3ª prueba	126
8.4	Sólidos removidos. Tasa de aplicación 1ª prueba.	128
8.5	Sólidos removidos. Tasa de aplicación. 2ª prueba.	128
8.6	Sólidos removidos. Tiempo de detención - 1ª prueba.	128
8.7	Sólidos removidos. Tiempo de detención. 2ª prueba.	128
8.8	La temperatura en el afluente, licor mez-- clado, efluente y ambiente durante la ope- ración de la planta piloto.	137
8.9	El pH en el efluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la planta piloto.	138
8.10	La alcalinidad total en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación - de la planta piloto.	139
8.11	El oxígeno disuelto en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación - de la planta piloto.	140
8.12	La demanda química de oxígeno total (DQO) en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la planta piloto.	141

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
8.13	La demanda química de oxígeno soluble en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la planta piloto.	142
8.14	La demanda bioquímica de oxígeno total en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la planta piloto.	143
8.15	La demanda bioquímica de oxígeno soluble - en el afluente, licor mezclador y efluente durante la operación de la planta piloto.	144
8.16	Sólidos suspendidos totales en el afluente y licor mezclado y volátiles en el afluente y licor mezclado durante la operación - de la planta piloto.	145
8.17	La turbiedad en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la - planta piloto.	146
8.18	El color real en el afluente, licor mezclado y efluente durante la operación de la - planta piloto.	147
8.19	El índice volumétrico de lodos durante la operación de la planta piloto.	148
8.20	Relación de sólidos suspendidos totales y volátiles en el licor mezclado.	152
8.21	Remoción de la demanda bioquímica de oxígeno total y soluble, turbiedad y color real durante la operación de la planta piloto.	156
8.22	Remoción de la demanda química de oxígeno total y soluble durante la operación de la planta piloto.	157
8.23	Curvas de sedimentación para lodos activados.	159
8.24	El oxígeno disuelto durante la fase endógena.	164
8.25	La demanda química de oxígeno soluble durante la fase endógena.	165

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
8.26	Variación de la tasa de respiración endógena.	173

LISTA DE CUADROS

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
2.1	Costo de etapas de un proyecto de agua potable y alcantarillado.	3
3.1	Utilidad de los diferentes parámetros	50
3.2	Parámetros de dimensionamiento y control de procesos de lodos activados.	51
3.3	Requisitos de aire y energía para procesos de lodos activados.	52
3.4	Valores de a y a' para varios desechos	63
3.5	Valores de b para varios desechos	63
3.6	Cálculo de tasas de asimilación de oxígeno	68
3.7	Energía para volumen de aire	71
3.8	Características del lodo en función del IVL	75
3.9	Valores de R e IVL para dos procesos	75
4.1	Costo de implementación de los modelos de sedimentación y lodos activados.	102
4.2	Datos de las pruebas de calibración. Bomba peristáltica Nº 1	105
4.3	Datos de las pruebas de calibración. Bomba peristáltica Nº 2	105
4.4	Datos de las pruebas de calibración. Bomba peristáltica Nº 3	106
4.5	Datos de las pruebas de calibración. Bomba peristáltica Nº 4	106
7.1	Procedimiento de aclimatación. Muestreo y análisis del licor mezclado.	117
7.2	Sistema de alimentación de desague crudo a reactores. Secuencia de funcionamiento de bombas peristálticas.	118
7.3	Período de regimen. Muestreo y análisis	120
8.1	Sólidos suspendidos a diferentes profundidades de muestreo y tiempo de sedimentación.	125

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
8.2	Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos a diferentes profundidades y tiempos.	125
8.3	Velocidad de sedimentación, % remoción y tasa de aplicación. 1ª prueba.	127
8.4	Velocidad de sedimentación, % remoción y tasa de aplicación. 2ª prueba.	127
8.5	Caracterización del desague crudo y mixto	130
8.6	Caracterización del desague sintético	130
8.7	Datos de ensayo. Sistema batch. Período de aclimatación.	131
8.8	Datos de ensayo. Sistema continuo. Período de entrada en regimen y regimen propiamente dicho. Unidad N°	132
8.9	Datos de ensayo. Sistema continuo. Período de entrada en regimen y regimen propiamente dicho. Unidad N° 2	133
8.10	Datos de ensayo. Sistema continuo. Período de entrada en regimen y regimen propiamente dicho. Unidad N° 3	134
8.11	Datos de ensayo. Sistema continuo. Período de entrada en regimen y regimen propiamente dicho. Unidad N° 4	135
8.12	Pares de datos. Correlación entre demanda química de oxígeno (DQO) y demanda bioquímica de oxígeno (DBO)	149
8.13	Variación de SSV/SS en el licor mezclado	
8.14	Porcentaje de remoción de DBO total y soluble, turbiedad y color. Unidades N°s 1, 2	153
8.15	Porcentaje de remoción de DBO total y soluble, turbiedad y color. Unidades N°s 3, 4	
8.16	Remoción de DQO total y soluble	155
8.17	Sedimentabilidad de lodos	158
8.18	Cálculo de las concentraciones críticas (SS _{Cr})	160

NUMERO	DESCRIPCION	PAGINA
8.19	Cálculo de las velocidades críticas con la tangente al punto de compactación (V_{Cr})	161
8.20	Datos de ensayo. Fase endógena	163
8.21	Valores de factor de carga	162
8.22	Valores de período de retención celular	166
8.23	Datos de coliformes totales	166
8.24	Valores cloro	168
8.25	Características del lodo sedimentado	170
8.26	SSLM e IVL promedios durante la operación	171
9.1	Planta piloto de tratamiento de desagües a nivel de laboratorio. Cronograma general.	182

CAPITULO I

RESUMEN

I. RESUMEN

Con el presente trabajo se pretende estudiar la tratabilidad de un agua residual predominantemente doméstico bajo condiciones definidas, presentando una metodología de trabajo con modelos experimentales de sedimentación y lodos activados, a fin de obtener datos que puedan utilizarse en el diseño y operación de una planta prototipo.

El estudio se desarrolló en las instalaciones del Laboratorio N° 20 de la Facultad de Ingeniería Ambiental de la Universidad Nacional de Ingeniería, durante los meses de setiembre a noviembre de 1983, empleándose como substrato el agua residual proveniente del distrito de Villa El Salvador, muestreado en el último buzón del emisor antes de su bombeo al mar para la disposición final.

La investigación concluye en la determinación de los parámetros de prediseño del sedimentador primario. Para el proceso de lodos activados se llegó a obtener buena eficiencia de remoción de la carga orgánica de DBO, DQO y coliformes totales con bajos niveles de sólidos suspendidos en el licor mezclado.

Finalmente, el trabajo recomienda la necesidad de elaborar un protocolo de investigación en el que adicional a la definición de objetivos y alcances, se determine la necesidad de los recursos humanos, físicos, económicos y financieros; también permite mostrar la viabilidad de desarrollar estudios de tratabilidad similares, ya que el costo para implementar los modelos (EUA\$ 6300, en este caso) resulta reducida respecto al orden de magnitud de los costos de las otras etapas de un proyecto.

CAPITULO II
CONSIDERACIONES GENERALES

II. CONSIDERACIONES GENERALES

A. INTRODUCCION

Los altos índices de crecimiento demográfico e industrial han evidenciado numerosos problemas de contaminación del agua, especialmente en áreas urbanas de países en desarrollo; las mayores descargas líquidas a los cuerpos de agua y los nuevos aportes de contaminantes en éstos van reduciendo su capacidad de autodepuración, por ello el tratamiento de las aguas residuales se torna cada día en una necesidad más apremiante a fin de no deteriorar el medio ambiente.

El principio básico en el tratamiento de aguas residuales es la separación de líquido de los constituyentes indeseables, o la alteración de sus propiedades físico-químicas o biológicas con el objeto de alcanzar niveles compatibles con los requisitos de descarga. En la mayoría de los casos, los constituyentes son separados en forma de sólidos, por lo que los procesos de tratamiento y disposición de lodos constituyen un aspecto de importancia, dado que son parte significativa de los costos iniciales y de operación de las plantas.

La construcción y operación de plantas de tratamiento de aguas residuales requieren grandes inversiones. Si tomamos en cuenta el orden de magnitud de los costos de cada una de las etapas del proyecto, se tiene que las mayores inversiones en Construcción, Operación y Mantenimiento respecto de aquéllas destinadas a la Identificación y Elaboración de proyectos, guardan una relación de 1,000 a 1 y de 1,000 a 10, respectivamente, como puede apreciarse en el Cuadro Nº 2.1¹.

La elección del tratamiento al cual debe ser sometido un vertimiento, depende de las características físicas, químicas y biológicas del desecho en cuestión. Una vez seleccionado éste se requiere el conocimiento de la respuesta del desecho al tratamiento elegido. Un estudio de tratabilidad a escala piloto o de Laboratorio permitirá obtener criterios básicos para el correcto diseño y dimensionamiento de las unidades, lo que garantizará la efectividad y eficiencia del sistema elegido, y por ende avalar las inversiones.

CUADRO Nº 2.1

COSTO DE ETAPAS DE UN PROYECTO DE AGUA POTABLE Y ALCANTARILLADO

ETAPA	COSTO (Miles US\$)	ORDEN DE MAGNITUD
Identificación	10	1
Estudio de Factibilidad	100	10
Diseño Técnico y Supervisión	1,000	100
Construcción	10,000	1,000
Operación y Mantenimiento	10,000	1,000

B. OBJETIVOS

El presente trabajo persigue los siguientes objetivos :

1. Determinar si un agua residual es susceptible de ser tratada con las operaciones y procesos, bajo condiciones definidas.
2. Obtener datos que puedan posteriormente utilizarse para diseñar y operar instalaciones piloto o a escala real.
3. Presentar una metodología para trabajar con modelos a nivel de Laboratorio a fin de reproducir lo más fielmente posible los fenómenos envueltos en los procesos.

C. ALCANCE

Las actividades desarrolladas tienden a la obtención de parámetros

de diseño para la sedimentación primaria y de las constantes cinéticas que rigen el proceso de lodos activados. Quedan fuera del alcance del presente trabajo el estudio de los requerimientos de aire y oxígeno, de los elementos tóxicos, la identificación de microorganismos y el tratamiento y disposición de lodos.

CAPITULO III
FUNDAMENTO TEORICO

III. FUNDAMENTO TEORICO

A. PROCESO DE SEDIMENTACION

La separación de los sólidos por gravedad se basa en la diferencia que existe entre los pesos específicos del líquido que es la fase continua y el de las partículas, las cuales constituyen la fase discreta. Para que se produzca la separación entre el líquido y los sólidos pueden seguirse dos caminos, a saber, que aquellas partículas que tienen un peso específico mayor que el del agua sedimenten, y que aquellas otras con un peso específico menor que el del agua floten. Se puede pues utilizar la sedimentación o la flotación para separar del agua residual los sólidos en suspensión presentes en ella.

La sedimentación es el proceso más simple y de mayor utilización para el tratamiento de aguas residuales. En efecto, la sedimentación se usa como tratamiento primario y como complemento a los tratamientos secundarios en la mayoría de los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales.

Es conveniente dividir el estudio de la teoría de la sedimentación en dos partes. La primera se refiere a la sedimentación de partículas discretas, o sea aquellas partículas que no alteran su tamaño, forma o peso específico durante el proceso de sedimentación. La segunda parte se refiere a la sedimentación de partículas floculentas o aglomerables, que como su nombre lo indica, sí alteran su tamaño, forma y peso específico durante la sedimentación.

1. Sedimentación de partículas discretas²

En condiciones de líquido en reposo, los factores que afectan el proceso de sedimentación son el tamaño, densidad y forma de las partículas y la viscosidad y densidad del líquido. Como quiera que la viscosidad varía con la temperatura, entonces ésta afecta indirectamente el proceso. A partir de dichas características se puede encontrar la velocidad de sedimentación de una partícula discreta. Cuando una partícula inicia su descenso en un líquido en reposo, es-

tá originalmente sometida a dos fuerzas, a saber, la fuerza de flotación determinada por el peso del volumen del líquido que desplaza, y por su propio peso debido a las fuerzas gravitacionales:

$$\text{Fuerza de flotación} = F_b = \rho \ g \ V \quad (3.1)$$

$$\text{Fuerza gravitacional} = \rho_s \ g \ V \quad (3.2)$$

donde

V = volumen de la partícula, cm^3

g = aceleración de la gravedad, cm/seg^2

ρ = densidad del líquido, gm/cm^3

ρ_s = densidad del sólido, gm/cm^3

Por consiguiente, la fuerza que está impulsando el descenso de la partícula viene dada por la resta vectorial entre dichas fuerzas:

$$F_i = gV(\rho_s - \rho) \quad (3.3)$$

Dicha fuerza impulsora sin embargo, se ve disminuida constantemente, pues desde que la partícula adquiere una velocidad finita, comienza a actuar sobre ella una fuerza adicional producida por la fricción entre la superficie de la partícula y el líquido. Esta fuerza de rozamiento viene dada por la expresión :

$$F_r = C_d \ A \ \rho \ \frac{v_s^2}{2} \quad (3.4)$$

donde

C_d = coeficiente de fricción

A = área transversal o proyectada de la partícula, cm^2

ρ = densidad del líquido, gm/cm^3

v_s = velocidad de sedimentación de la partícula, cm/seg

Como resultado de la presencia de esta fuerza adicional, la fuerza de impulsión termina por anularse, momento en el cual ya no habrá aceleración sobre la partícula, por lo que de allí en adelante

la partícula continuará sedimentando con velocidad constante :

$$F_i - F_r = 0 \quad (3.5)$$

$$\therefore gV (\rho_s - \rho) = C_d \cdot A \cdot \rho \cdot \frac{v_s^2}{2} \quad (3.6)$$

de donde

$$v_s = \sqrt{\frac{2g (\rho_s - \rho) V}{C_d \rho A}} \quad (3.7)$$

Para el caso de partículas esféricas :

$$\frac{V}{A} = \frac{2d}{3} \quad (3.8)$$

donde

d = diámetro de la partícula

Por consiguiente :

$$v_s = \sqrt{\frac{4g (\rho_s - \rho) d}{3C_d \rho}} \quad (3.9)$$

El coeficiente de fricción de Newton, C_d varía con el Número - de Reynolds y viene dado por la siguiente expresión :

$$C_d = \frac{24}{N_r} + \frac{3}{\sqrt{N_r}} + 0.34 \quad (3.10)$$

en donde :

$$N_r = \frac{v_s d}{\nu} \quad (3.11)$$

siendo

v_s = velocidad de sedimentación, cm/s

d = diámetro de la partícula

ν = viscosidad cinemática, cm²/s

Cuando el Número de Reynolds tiene un valor bajo, ello se debe a que las partículas son de un diámetro muy pequeño, y a que la velocidad de asentamiento es baja. Para este caso se dice que la sedimentación ocurre en condiciones de régimen laminar y entonces se puede aproximar el valor del coeficiente de fricción :

$$C_d = \frac{24}{N_r} \quad (3.12)$$

Haciendo los reemplazos y arreglos pertinentes en la ecuación 3.9, se obtiene entonces la expresión para la velocidad de sedimentación en condiciones de régimen laminar, también conocida como la Ley de Stokes :

$$v_s = \frac{g (\rho_s - \rho) d^2}{18 \rho \nu} \quad (3.13)$$

En este caso la temperatura es un factor importante a considerar debido a que la viscosidad varía con ella. A medida que el Número de Reynolds aumenta se presenta una zona de transición, en la que tanto las fuerzas de inercia como las fuerzas viscosas afectan los valores del coeficiente de fricción y por consiguiente a la velocidad de sedimentación. Esta zona generalmente se la define entre los valores de 2 - 2000 del N_r . En este caso es preciso calcular C_d de acuerdo con la ecuación 3.10. Cuando el régimen de sedimentación está caracterizado por un Número de Reynolds mayor de 2000, se dice que es un régimen turbulento. El valor de C_d se aproxima entonces a 0.40. En esta zona las fuerzas de inercia son predominantes y la temperatura ya no afecta el proceso de sedimentación de la partícula.

Cuando $C_d = 0.40$, la velocidad de sedimentación puede obtenerse de la siguiente expresión :

$$v_s = \sqrt{\frac{3.3g (\rho_s - \rho) d}{\rho}} \quad (3.14)$$

Las formulaciones teóricas presentadas anteriormente se refieren al caso ideal, en el cual no se consideran las interferencias que afectan el proceso de sedimentación en las condiciones reales en las que debe operar. Dicha teoría fue aplicada al diseño de tan-

ques de sedimentación para partículas discretas por Hazen, quien en su análisis incorporó el efecto de los cortos-circuitos que se producen por efectos del viento y por gradientes de salinidad y de temperatura. Posteriormente, Camp la desarrolló aún más y mostró los efectos de la turbulencia y del arrastre por corrientes de velocidad.

La aplicación de la teoría de la sedimentación de partículas discretas al diseño de tanques se basó en los siguientes postulados :

- La dirección del flujo es horizontal y la velocidad de desplazamiento del líquido es la misma en todos los puntos de la zona de sedimentación.
- La concentración de partículas de cada tamaño es la misma en todos los puntos de la sección vertical al comienzo de la zona de entrada.
- Una partícula queda removida cuando llega al fondo del tanque o a la zona de lodos.

La carga superficial puede ser definida como la velocidad de sedimentación v_{sc} con la cual la partícula crítica recorre la distancia entre la superficie del tanque y la zona de lodos, empleando para ello un tiempo igual al tiempo teórico de detención. Entonces :

$$t_o = \frac{V}{Q} = \text{tiempo teórico de detención} \quad (3.15)$$

donde

V = volumen del tanque de sedimentación, m^3

Q = caudal de diseño, m^3 / s

Ahora :

$$V = Ah \quad (3.16)$$

donde

A = área superficial del tanque, m^2

h = profundidad, m

Entonces :

$$t_o = \frac{Ah}{Q} = \frac{h}{Q/A} = \frac{h}{v_{sc}} \quad (3.17)$$

de donde resulta que :

$$v_{sc} = \frac{h}{t_o} = \frac{h}{\frac{Ah}{Q}} = \frac{Q}{A} = \text{carga superficial} \quad (3.18)$$

El anterior desarrollo matemático comprueba la tesis de Hazen de que la remoción de partículas discretas en un tanque de sedimentación es independiente de la profundidad del tanque, y sólo depende del área superficial del mismo. Cuando la velocidad de desplazamiento horizontal del líquido excede la velocidad de arrastre de las partículas, éstas pueden ser resuspendidas, con lo cual se reduce la eficiencia del proceso. La velocidad de arrastre de las partículas puede calcularse mediante la siguiente expresión :

$$v_a = \frac{8 \beta g d (\rho_s - \rho)}{f \rho} \quad (3.19)$$

donde

- v_a = velocidad de arrastre, cm/s
- g = aceleración de la gravedad, cm/s²
- d = diámetro de las partículas, cms
- ρ_s = densidad de las partículas, gm/cm³
- ρ = densidad del líquido, gm/cm³
- f = factor de fricción de D'Arcy-Weisbach
 - = 0.3 para concreto
- β = constante de adherencia
 - = 0.04 para arena
 - = 0.06 para material pegajoso

Si la velocidad de arrastre no interfiere, entonces todas las partículas que tengan una velocidad de sedimentación igual o mayor que v_{sc} serán removidas, mientras que aquellas partículas con una velocidad de sedimentación menor v , serán removidas en la proporción v/v_{sc} , como se muestra en la figura 3.1. Cuando el agua residual tiene una gama muy amplia de tamaños de las partículas, la remoción total viene definida por la siguiente relación :

$$\text{Remoción Total} = (1 - C_o) + \frac{1}{v_{sc}} \int_0^{C_o} v \, dc \quad (3.20)$$

donde

C_0 fracción de partículas con velocidad de sedimentación igual o mayor que v_{sc}

Esta relación se muestra gráficamente en la figura 3.2. La integración de la ecuación 3.20 se suele hacer por métodos gráficos o numéricos.

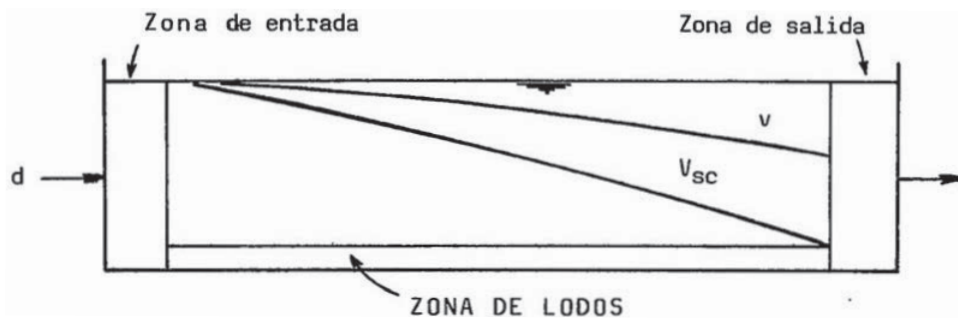


FIGURA 3.1 SEDIMENTACION DE PARTICULAS DISCRETAS

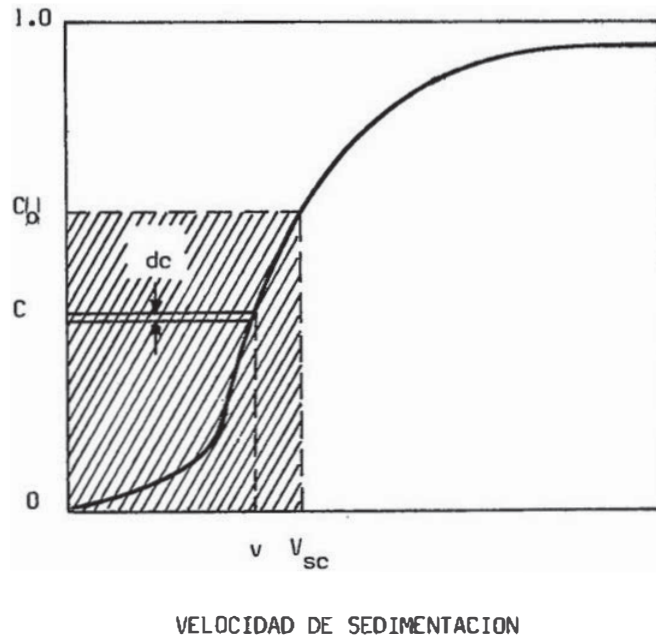


FIGURA 3.2 CURVA PARA ANALISIS DE VELOCIDADES DE SEDIMENTACION DE PARTICULAS DISCRETAS

2. Sedimentación floculenta²

La sedimentación floculenta, o sedimentación de partículas aglomerables se presenta cuando la velocidad de asentamiento de las par-

tículas aumenta a medida que descienden hacia el fondo del tanque. Los aumentos en la velocidad de sedimentación se debe al hecho de que las partículas incrementan su tamaño por acción de la floculación que ocurre en el tanque. Esta floculación puede deberse a la acción de barrido que ejercen algunas partículas, o a corrientes de densidad o turbulencia. En la figura 3.3 se presenta un esquema donde se puede apreciar la diferencia entre el desplazamiento lineal de la partícula discreta y el desplazamiento que presentan las partículas aglomerables durante la sedimentación.

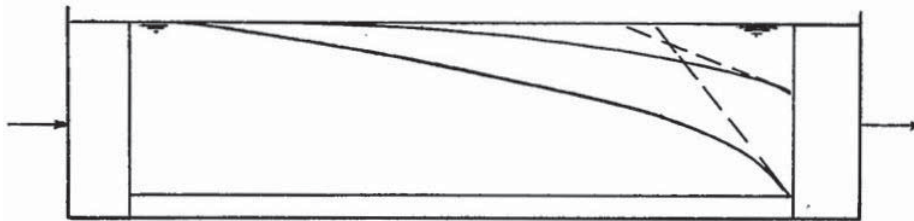


FIGURA 3.3 SEDIMENTACION DE PARTICULAS AGLOMERABLES

La mayoría de las partículas o sólidos presentes en las aguas residuales tanto domésticas como industriales son floculentas o aglomerables. Si adicionalmente se utiliza la coagulación como herramienta auxiliar de tratamiento, entonces la sedimentación tendrá también, y con mayor razón, las características de sedimentación floculenta. Los fenómenos físicos que se presentan durante el transcurso de la sedimentación floculenta son de tal complejidad que hasta el momento no se ha desarrollado un modelo matemático que describa en forma aceptable el proceso de sedimentación.

En efecto, la sedimentación de partículas discretas se puede describir matemáticamente con mayor facilidad debido a que depende únicamente de la velocidad de sedimentación de las partículas o de la carga superficial. La sedimentación de partículas floculentas, sin embargo, depende tanto de la velocidad de sedimentación o carga superficial, como del tiempo de detención, pues las partículas aumentan su velocidad a medida que transcurre el tiempo de sedimentación. Por consiguiente, para desarrollar criterios de diseño para el dimensionamiento de las unidades de sedimentación, se recurre a métodos -

experimentales.

El método de laboratorio más comúnmente utilizable consiste en determinar las variaciones que sufre con el tiempo la concentración de sólidos suspendidos a distintos niveles en una columna de sedimentación de laboratorio. En la figura 3.4 se presenta un prototipo de columna de sedimentación de laboratorio.

El procedimiento consiste en homogeneizar la muestra de aguas residuales que esté contenida en la columna antes de iniciar la contabilización del tiempo, y luego se toman muestras en cada uno de los puntos de muestreo a intervalos conocidos de tiempo. Se determina la concentración de sólidos en suspensión, y los datos así obtenidos se utilizan para generar correlaciones entre la tasa de sedimentación y el tiempo.

Los resultados obtenidos se expresan en términos de porcentaje de sólidos suspendidos removidos en cada punto de muestreo y para cada intervalo de tiempo. Estos valores entonces se grafican, utilizando como ejes de la gráfica el tiempo de sedimentación y la profundidad a la cual está ubicado el punto de muestreo. En la figura 3.5 se presenta una gráfica típica de representación de la información. Por interpolación numérica se dibujan unas curvas que unan todos los puntos que representen un valor porcentual igual de remoción de sólidos suspendidos. Las curvas así dibujadas representan la trayectoria de aquella fracción de partículas, caracterizadas por una velocidad de sedimentación que conduce a la remoción del porcentaje indicado de sólidos suspendidos. Por consiguiente, para seleccionar el criterio de diseño se decide qué porcentaje de sólidos suspendidos se desea remover, y este valor determina el tiempo de detención y la profundidad del tanque de sedimentación. Adicionalmente al porcentaje seleccionado se removerá una fracción de sólidos suspendidos cuya velocidad de sedimentación es menor que la velocidad de sedimentación de la fracción escogida.

La velocidad de sedimentación, o carga superficial del tanque de sedimentación, se calcula dividiendo la profundidad de la columna por el tiempo empleado por la fracción escogida en alcanzar el fondo de la columna. Todas las partículas que tengan una velocidad de sedimentación igual o mayor que v_s serán removidas en un tanque de se

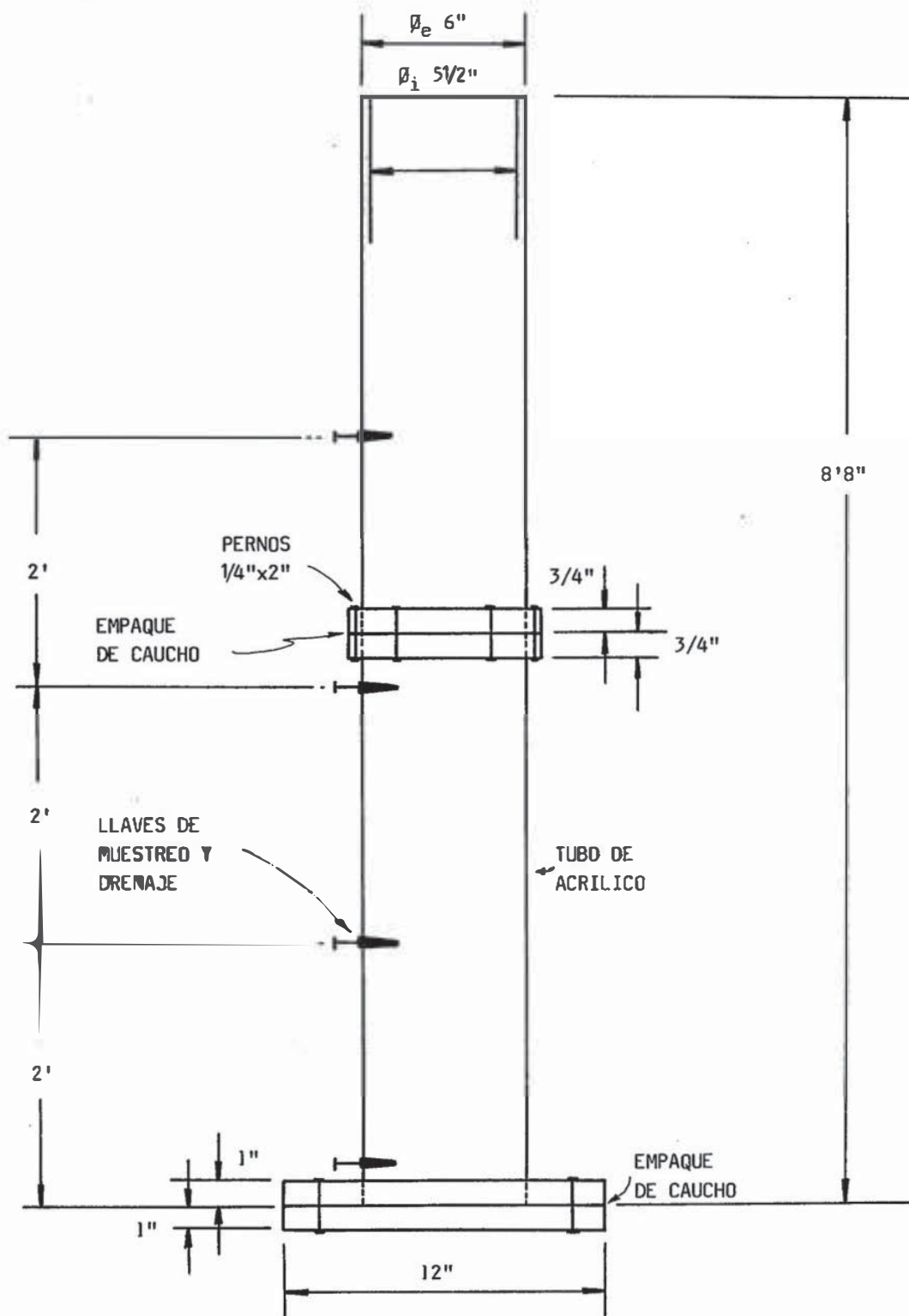


FIGURA Nº 3.4 COLUMNA DE SEDIMENTACION

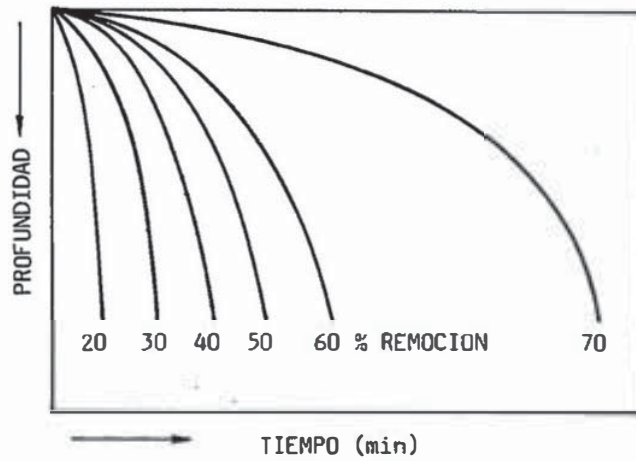
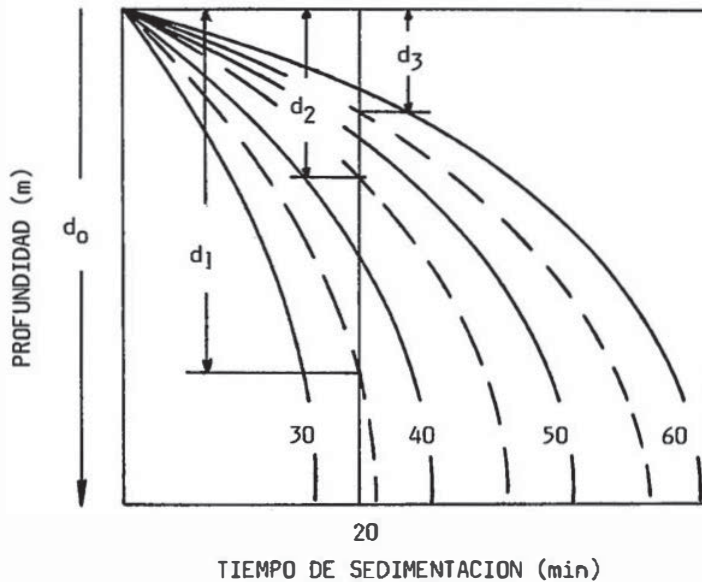
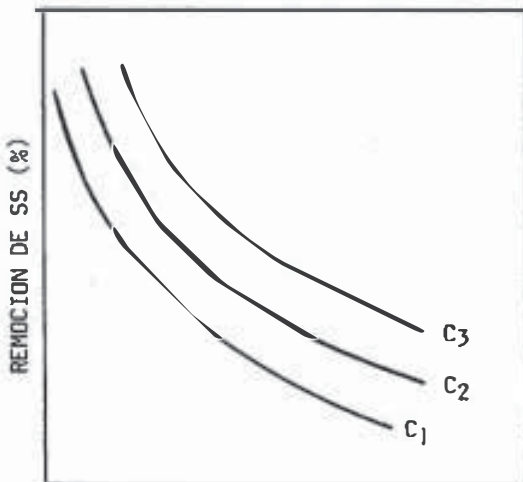


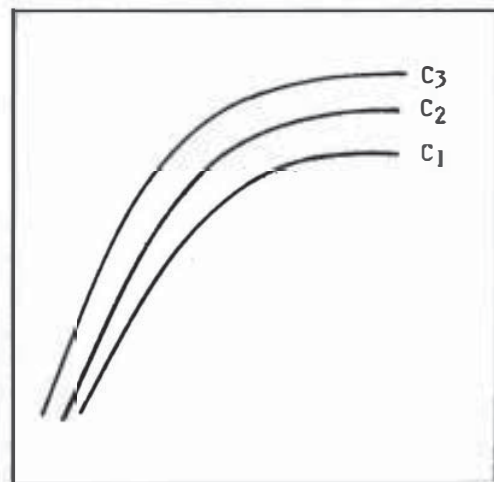
FIGURA Nº 3.5 PORCENTAJES DE REMOCION EN VARIOS INTERVALOS DE TIEMPO Y PROFUNDIDADES PARA UNA SOLUCION FLOCULADA



(a) PORCENTAJE DE SS REMOVIDOS VS TIEMPO Y PROFUNDIDAD



(b) CARGA SUPERFICIAL VS % DE REMOCION



(c) TIEMPO DE DETENCION VS % DE REMOCION

FIGURA Nº 3.6 GRAFICAS PARA ANALISIS DE LA INFORMACION DE LA COLUMNA DE SEDIMENTACION

dimentación ideal que tenga una carga superficial igual a v_s . Una fracción de aquellas partículas que tengan una velocidad de sedimentación v , menor que v_s será también removida en la proporción v/v_s . La remoción total viene dada entonces por la expresión (ver figura 3.6a).

$$\% \text{ de Remoción Total} = X + \frac{d_1}{d_0} (10) + \frac{d_2}{d_0} (10) + \dots + \frac{d_n}{d_0} (10) \quad (3.21)$$

donde

X = fracción porcentual de remoción escogida

d_1, d_2, d_0 = altura a la cual se interceptan las interpolaciones de las curvas de remoción con una perpendicular trazada por el valor del tiempo de sedimentación escogido.

Como quiera que el grado de floculación que se puede presentar durante la sedimentación depende de la concentración inicial de sólidos suspendidos, se deben realizar ensayos para cada una de las concentraciones iniciales típicas esperadas. Esta información sirve para completar el panorama de diseño, pues con ella se pueden construir las gráficas b y c de la figura 3.6. En muchas aguas residuales, una fracción de los sólidos suspendidos no es removida por sedimentación, así que las curvas que se obtienen a partir de la información de laboratorio representa efectivamente el límite de la fracción que puede ser removida.

Por otra parte, la información que se obtiene en el laboratorio representa condiciones ideales, por lo que es necesario introducir factores de corrección de escala que tengan en cuenta los efectos de la turbulencia, de los cortos circuitos, y de las interferencias que se presentan a la entrada y salida del tanque de sedimentación, pues el efecto neto de estos factores es reducir la carga superficial y aumentar el tiempo teórico de detención.

Como regla práctica general, puede decirse que la carga superficial obtenida a partir de los ensayos de laboratorio debe reducirse dividiéndola por un factor que fluctúa entre 1.25 y 1.75, mientras que el tiempo de detención debe incrementarse multiplicándolo por un factor que oscila entre 1.5 y 2.0.

3. Sedimentación de zona^{2,3,4,5,6}

Otra característica que puede presentar la sedimentación de partículas tanto discretas como aglomerables durante el proceso de sedimentación es la que se conoce como "sedimentación de zona", la cual se presenta cuando la concentración de sólidos suspendidos excede un valor de 500 a 700 mg/l.

Las partículas se adhieren las unas a las otras, y la masa que así se forma sedimenta como un manto de lodos.

La figura 3.7 es un bosquejo que muestra las posiciones relativas de las diferentes zonas así como se forman a diferentes intervalos de tiempo, en una suspensión coagulante dispersa.

Inicialmente la concentración es uniforme en toda la suspensión. La suspensión con la concentración inicial tiene la letra A (Intervalo I).

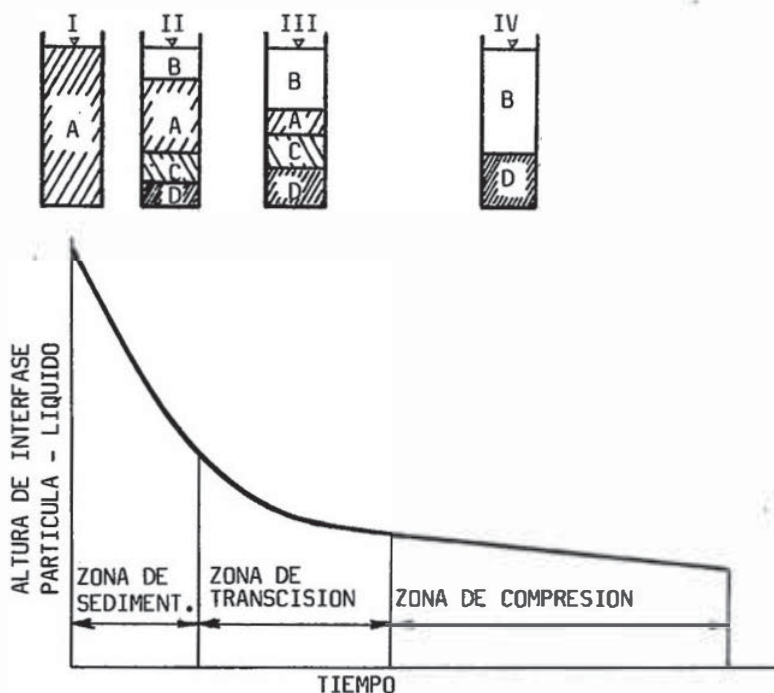


FIGURA 3.7 PROPIEDADES DE SEDIMENTACION DE UN LODO FLOCULADO

Debido a las características hidráulicas del flujo alrededor de las partículas y de las fuerzas interparticulares, aquéllas se depositan como una zona o en capa, manteniendo la misma posición relativa entre ellas. Conforme esta zona va sedimentando, se produce una zona de líquido clarificado B (Intervalo II), y se desarrolla una interfase sólido-líquido entre las zonas de sedimentación libre y sedimentación obstruida (Fig. 3-8). En esta última zona las partículas

se asientan a una velocidad que es función de la concentración de sólidos.

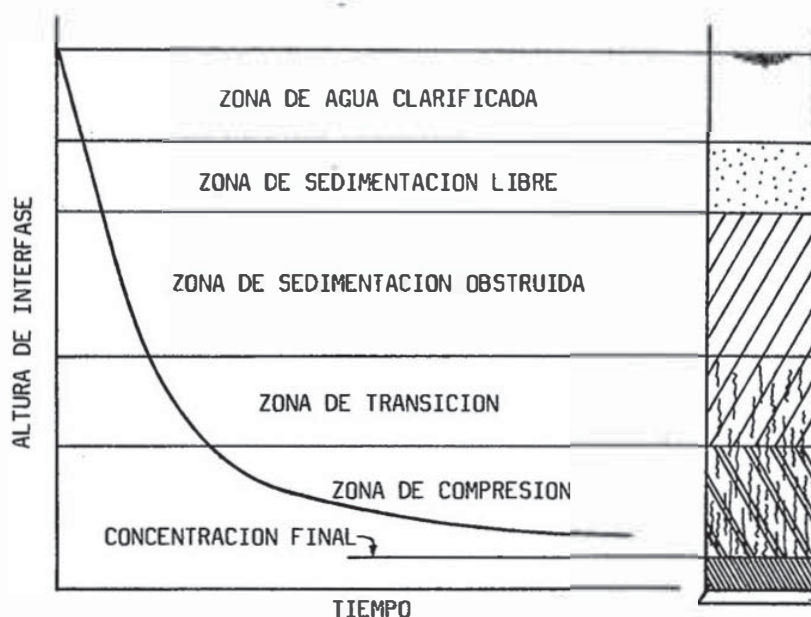


FIGURA 3.8 ZONAS DE SEDIMENTACION

A medida que se produce la sedimentación, y al mismo tiempo de la formación de la zona de agua clarificada B, comienza a formarse a una tasa constante en el fondo del cilindro, una capa de partículas comprimidas dentro de la zona de compresión D. Las partículas de esta región forman aparentemente una estructura en la que existe un contacto físico entre las mismas, de modo que los sólidos quedan soportados mecánicamente por los inferiores.

Simultáneamente se forma una zona de transición C, entre las zonas de sedimentación obstruida y de compresión, a través del cual la velocidad de asentamiento decrece debido al incremento de la concentración de sólidos. La concentración de sólidos en la capa de la sedimentación en zona permanece constante hasta que la interfase se va aproximando a la capa creciente de sólidos comprimidos D (Intervalo III), presentándose la zona de transición. En esta zona, la velocidad de sedimentación decrecerá debido al aumento de densidad y viscosidad de las partículas circundantes de la suspensión. Cuando la capa creciente de sólidos sedimentados alcanza la interfase, se presenta la zona de compresión D (Intervalo IV). Cuando se forma la capa

de compresión, las regiones que contienen concentraciones de sólidos cada vez menores que las halladas en la región de compresión se van desplazando hacia la parte superior del cilindro. La región de sedimentación zonal consiste, pues, en un escalonamiento de los sólidos a partir de la hallada en la región de sedimentación retardada hasta la que se encuentre en la región de sedimentación por compresión.

B. PROCESO DE LODOS ACTIVADOS Y AERACION EXTENDIDA

1. Características del crecimiento de microorganismos⁴

Las unidades de tratamiento biológico se componen de complejas poblaciones biológicas mezcladas e interrelacionadas, en las que cada microorganismo del sistema tiene su propia curva de crecimiento. La posición y forma de una curva particular de crecimiento en el sistema en función del tiempo, depende del alimento y nutrientes disponibles y de factores ambientales tales como temperatura y pH, así como de si el sistema sea aerobio o anaerobio.

a. Un modelo de crecimiento basado en el número de células tiene - cuatro fases, más o menos diferenciadas (fig. 3.9). Considérese inicialmente un inóculo de un pequeño número de organismos en un medio de cultivo y se registra el número de organismos viables en función del tiempo.

(1) Fase de retardo Tras la adición de un inóculo a un medio de cultivo, la fase de retardo representa el tiempo requerido para que los organismos se aclimaten a sus nuevas condiciones ambientales.

(2) Fase de crecimiento logarítmico La célula se divide a una velocidad determinada por su tiempo de generación y su capacidad de procesar alimento (Tasa constante de crecimiento porcentual).

(3) Fase estacionaria La población permanece constante, debido principalmente a : 1º) que las células han agotado el substrato o nutrientes necesarios para el crecimiento, y 2º) que el crecimiento de nuevas células se nivela por la muerte de células viejas.

(4) Fase de muerte logarítmica La tasa de muerte de los organismos excede la producción de células nuevas. Generalmente es - función de la población viable y de las características ambientales.

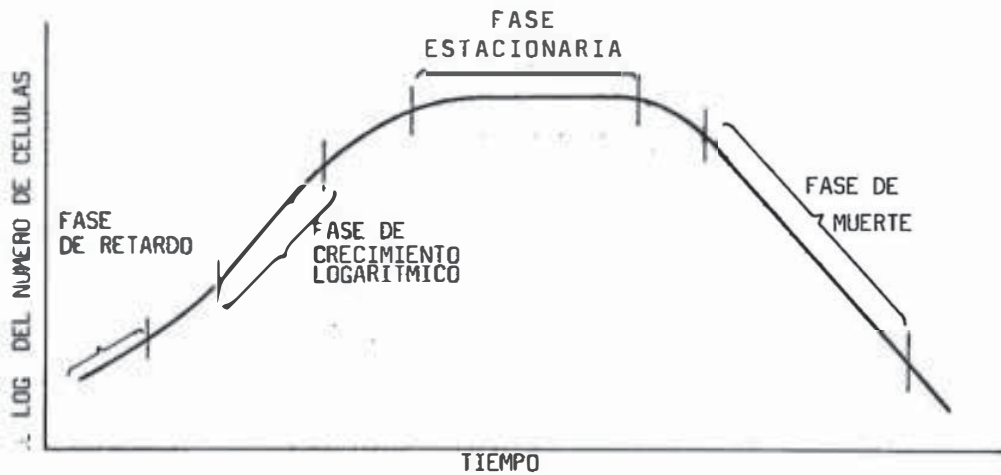


FIGURA 3.9 CURVA TIPICA DE CRECIMIENTO DE MICROORGANISMOS BASADO EN EL NUMERO DE CELULAS

b. Un modelo de crecimiento basado en la variación de la masa de microorganismos con el tiempo, puede dividirse en tres fases :

(1) Fase de crecimiento logarítmico : Existe una cantidad excesiva de alimento alrededor de los microorganismos; La tasa de metabolismo y crecimiento es solamente función de la capacidad de los microorganismos en procesar el sustrato.

(2) Fase de crecimiento decreciente : La tasa de crecimiento, y por lo tanto la masa de microorganismos, disminuye por limitaciones en la disponibilidad de alimentos.

(3) Fase endógena : Los microorganismos se ven forzados a metabolizar su propio protoplasma sin reposición del mismo, ya que la concentración de alimento disponible se halla en un mínimo. Durante esta fase, puede presentarse la lisis, proceso por el cual los nutrientes que quedan en las células muertas sirven de alimento a las células vivas existentes (crecimiento críptico).

2. Reacciones Biológicas^{7,8}

Básicamente todos los procesos de tratamiento biológico aerados operan sobre los mismos principios. Las variantes de los procesos, tales como filtros percoladores, lagunas aeradas, estabilización por contacto, aeración extendida, difieren solamente en las condiciones del proceso bajo las cuales las reacciones biológicas están obliga--

das a operar.

La degradación biológica es principalmente un proceso de conversión de energía. En los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales, las energías de entrada se hallan en el desagüe y son convertidas en otra forma de energía, o se pierden como calor.

Existen dos clases de fuentes principales de energía : orgánica carbonácea e inorgánica nitrogenada. La energía carbonácea es utilizada por organismos del grupo heterótrofo. Este un grupo amplio que, dados suficiente tiempo y condiciones ambientales apropiadas, utilizará cada tipo de material orgánico. Este grupo es obicuo y en una situación dada, sus miembros se desarrollarán obteniendo la máxima producción a partir de los materiales orgánicos específicos presentes en la fuente de energía.

La segunda fuente de energía es el nitrógeno inorgánico en forma de amoníaco. Este es utilizado solamente por dos especies de organismos - Los Nitrosomas y los Nitrobacter, llamados nitrificadores. A comparación de la mayoría de los heterótrofos, los nitrificadores son de crecimiento lento, y porque el grupo consiste de sólo dos especies, las condiciones para su crecimiento son severamente circuns critas; fuera de estas condiciones, no se desarrollarán.

La fuente de alimentación sirve para dos funciones : para transformar el material celular, y para abastecer de energía para esta -- conversión. La energía en el material orgánico está almacenada dentro de enlaces de hidrógeno; por rotura de un enlace de hidrógeno, - se forma un ión hidrógeno, con el electrón asociado liberado. El - ión hidrógeno y el electrón son transferidos a un ión hidrógeno (o electrón) receptor, liberando una cantidad neta de energía. En un - ambiente aeróbico el receptor es el oxígeno.

Investigaciones han mostrado que para una mezcla compleja de materia les orgánicos en un desagüe, cuando los enlaces de hidrógeno son rotos, se libera en promedio una cantidad constante de energía libre - disponible⁷. Como el hidrógeno se combina con el oxígeno a una tasa constante, la cantidad de oxígeno utilizada es una medida indirecta de la energía libre contenida en el material orgánico. Si la estruc tura del material orgánico se conoce, entonces el número de enlaces de H⁺ (y asociado con la energía libre) puede inicialmente calcular-

se. Sin embargo, es imposible identificar las innumerables estructuras químico-orgánicas en un agua residual. Como consecuencia, la utilización de la demanda como una medida de la energía se constituye virtualmente en el único método práctico para este propósito.

Con respecto a la transformación del NH_4^+ a NO_3^- , no es necesario recurrir a una prueba no específica, como la estructura química del amoníaco es conocida, el oxígeno necesario para esta conversión a NO_3^- puede ser calculada.

Se han desarrollado un número de pruebas para medir el potencial de oxígeno de un material orgánico en un agua residual, tales son las pruebas de Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), Demanda Química de Oxígeno (DQO) y Demanda Total de Oxígeno (DTO).

La DBO se la define como la cantidad de oxígeno necesaria, para que una población microbiana heterogénea estabilice la materia orgánica biodegradable presente en la muestra de aguas residuales. La estabilización de la materia orgánica es el resultado del proceso de utilización de dicha materia por parte de los microorganismos; los cuales la requieren para derivar de ella la energía necesaria para sus procesos vitales, y para sintetizar más masa celular. En tal actividad, el oxígeno es necesario para lograr que el carbono y el nitrógeno alcancen sus estados de mayor oxidación. La DBO representa por lo tanto una medida indirecta de la concentración de materia orgánica biodegradable.

La DBO es obtenida por la diferencia de oxígeno disuelto inicial y al final de cinco días de incubación a 20°C. Si el período de incubación es 20 días se obtiene la "Demanda Ultima de Oxígeno" (DUO). En la prueba de la DBO_5 la actividad biológica continúa más allá de los cinco días. En la prueba de DUO, la actividad biológica ha terminado virtualmente al cabo de los 20 días, pero una fracción de la energía originalmente presente en el desecho permanece como residuo (endógeno no biodegradable). Por consiguiente, ambas pruebas subestiman la energía en proporciones diferentes.

La prueba de la DQO da una medida de la energía en términos de oxígeno por la acción del dicromato o permanganato de potasio como agente oxidante químico. En esta prueba se mide únicamente la des--

carga de energía por oxidación de compuestos carbonáceos, debido a - que no se oxida el amoníaco. También se oxidan los compuestos tanto biodegradables como no biodegradables, de modo que la DQO sobreestima la cantidad de energía disponible para una acción biológica. Sin embargo, la utilidad de la prueba de DQO permanece si se efectúa la suposición razonable de que a través de un sistema biológico la materia orgánica no biodegradable oxidada es una fracción pequeña que - permanece constante. De modo que, cualquier cambio de la DQO entre dos puntos de un sistema biológico es una medida del cambio de energía. Esto implica que la remoción de energía en un proceso biológico aeróbico puede ser directamente correlacionada al cambio de la - DQO sin factor de corrección alguno.

Otra de las grandes ventajas de la prueba de la DQO es la de dar una estimación directa de la energía potencial (u oxígeno) de los sólidos suspendidos volátiles. Experiencias realizadas por Eckenfelder y Weston, Marais y Ekama^B han conducido al desarrollo de la siguiente relación, basada en la composición estequiométrica de la biomasa ($C_5 H_{12} NO_2$)

$$DQO = (1.42 \text{ a } 1.48) SSV \quad (3.22)$$

Se ha determinado la siguiente relación entre las DQO y DBO para un desecho doméstico crudo^B :

$$DQO = 2 DBO_5 \quad (3.23)$$

También se ha determinado que 5-10% de la DQO de un desecho doméstico crudo es no biodegradable, de modo que^B :

$$DQO \text{ (biodegradable)} = (1.8 \text{ a } 1.9) DBO_5 \quad (3.24)$$

Las relaciones anteriores permiten utilizar la DBO como parámetro de energía. La relación anterior DQO/DBO se incrementa con el - tratamiento debido a que la masa biodegradable decrece, mientras que la no biodegradable permanece constante.

En la prueba de la DTO, la oxidación se hace bajo condiciones de alta temperatura. Esta prueba requiere instrumentación sofisticada

y por ello tendrá una aplicación más limitada que la prueba de la DQO.

Distribución de la DQO en un desecho doméstico crudo⁸.

En un desecho doméstico crudo la DQO_{TOTAL} puede ser dividido en las siguientes fracciones :

1. Materia Orgánica no biodegradable soluble, que representa aproximadamente el 5% DQO_{TOTAL} . Esta materia orgánica se halla disuelta en el desagüe, pero aparentemente no es metabolizado por la masa de organismos durante el tiempo de contacto en el proceso.

2. Materia Orgánica no biodegradable, asociada con material sólido inerte, que representa aproximadamente el 10% de la DQO_{TOTAL} . Esta fracción es sedimentable, es similar a la celulosa y así mismo no es degradado por la masa de organismos.

3. Materia Orgánica biodegradable, que resulta del balance de las dos anteriores, el 85% de la DQO_{TOTAL} , a su vez puede ser sub-dividido en dos fracciones :

(i) Materia orgánica fácilmente biodegradable (Como la glucosa) el cual puede ser tomado directamente a través de la membrana celular a alta rata. (Energía perdida en síntesis celular), representa aproximadamente el 33% de la DQO_{TOTAL}

(ii) Materia orgánica lentamente biodegradable, que representa aproximadamente el 52% de la DQO_{TOTAL} . Esta materia aparentemente está constituida por moléculas grandes que primero deben romperse en unidades más pequeñas por acción de enzimas extracelulares conforme pasan a través de la pared celular para ser incorporadas en el micro organismo.

La tasa de metabolismo es lenta, menos de 1/10 de la rata de la materia fácilmente biodegradable.

En suma, el 15% de la energía total es no biodegradable, de ésta el 10% es asociado con material inerte y el 5% está asociado con material soluble. La energía biodegradable alcanza el 85% de la DQO_{TOTAL} , de ésta el 33% es perdido en síntesis celular y el resto, 52%, es incorporado en microorganismos.

La fig. 3.10 ilustra mejor esta distribución. A la vez se incorpora la correspondiente a un desecho con aporte industrial.

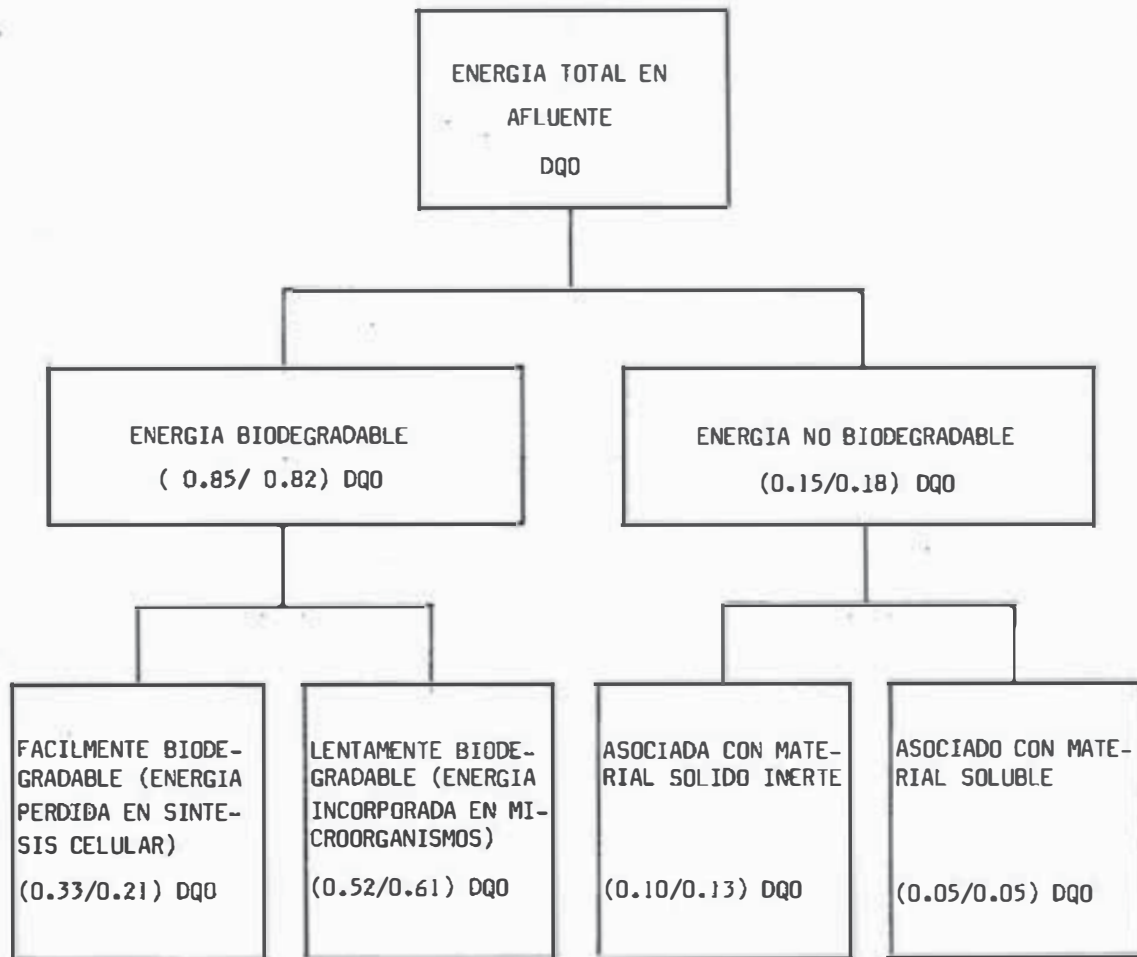


FIGURA 3.10 DISTRIBUCION DE ENERGIA CARBONACEA EN UN DESECHO DOMESTICO CRUDO/INDUSTRIAL, EN TERMINOS DE OXIGENO EQUIVALENTE

3. Cinética del crecimiento biológico y remoción de sustrato^{8,9}

La reacción de un microorganismo, cuando es puesto en contacto con una fuente de sustrato, puede resumirse en el siguiente modelo conceptual :

i) El sustrato es removido del líquido y almacenado en el organismo. Recordando que DQO es una medida indirecta del sustrato y que el cambio de oxígeno es una medida directa de la energía utiliza-

da se puede concluir que el organismo almacena energía.

ii) La energía almacenada (biodegradable) es utilizada por el microorganismo para sintetizar biomasa (anabolismo). Una parte de la energía es almacenada como masa del organismo y el resto es perdido como calor. Esta pérdida es directamente proporcional al oxígeno utilizado.

iii) En forma paralela, pero diferente, ocurre una pérdida de biomasa para producir energía para mantenimiento celular (el cual es llamado respiración endógena). Una parte de la masa viva ($\approx 20\%$) permanece como residuo endógeno no biodegradable. Para mantener el proceso es necesario abastecer una masa de oxígeno, la cual es proporcional a la biomasa volátil que desaparece del sistema (catabolismo).

a. Crecimiento Celular

Experimentalmente puede observarse que la curva de remoción de substrato y acumulación de sólidos biológicos, puede describirse por una curva en forma de S. Fig. 3.11⁹

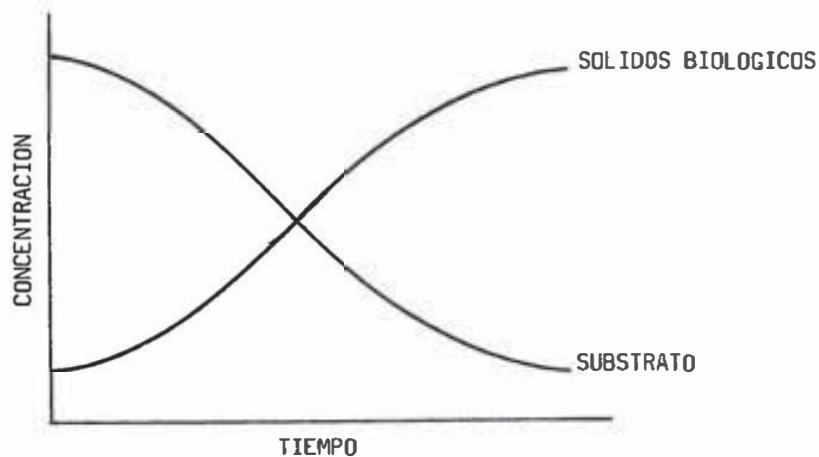


FIGURA 3.11 CURVA DE REMOCION DE SUBSTRATO Y ACUMULACION DE SOLIDOS BIOLÓGICOS

En el caso de crecimiento biológico, la tasa de incremento de acumulación de biomasa puede describirse matemáticamente, como aquélla en la cual X crece exponencialmente, lo cual puede representarse por una ecuación diferencial de primer orden :

$$\frac{dx}{dt} = KX \quad (3.25)$$

donde : K = Coeficiente de crecimiento
 X = Concentración de biomasa

La velocidad de crecimiento de X , es proporcional a la cantidad de X presente a cualquier tiempo y la constante de proporcionalidad K , se conoce como la velocidad de crecimiento exponencial.

Por integración de la ecuación (3.25) obtenemos :

$$X_t = X_0 e^{-Kt} \quad (3.26)$$

o

$$\ln X_t - \ln X_0 = Kt \quad (3.27)$$

De la ecuación (3.27) puede verse que un gráfico de $\log X$ contra tiempo debe dar una línea recta de pendiente K .

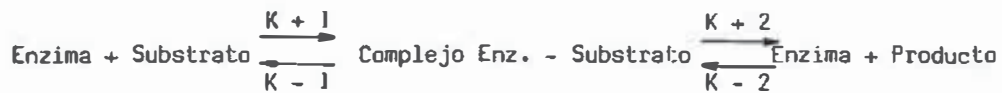
El valor numérico de K se determina más fácilmente a partir de un gráfico en papel semi-log de X contra t , calculando a partir de él, tiempo necesario para que X se duplique.

Si representamos por t_d , el tiempo necesario para la duplicación de X , entonces :

$$K = \ln 2/t_d = 0.693/t_d \quad (3.28)$$

b. Remoción de Substrato

Se han derivado numerosos planteamientos matemáticos que intentan explicar el proceso de remoción de substrato. Una de las expresiones usadas con mayor frecuencia para describir los cambios que se observan en plantas de tratamiento biológico de aguas residuales, se basa en la actividad enzimática.



... (3.29)

En la anterior ecuación (K + 1) y (K + 2) son las constantes de velocidad de la reacción.

Considerando la velocidad de formación del producto o utilización del substrato :

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{dP}{dt} = -\frac{V_m S}{K_s + S} \quad (3.30)$$

donde :

S = Concentración del substrato

P = Substrato utilizado

K_s = Constante de Michaelis, que es diferente para cada reacción particular.

V_m no es una constante de velocidad, ya que depende de la concentración inicial de substrato.

$$V_m = \hat{\mu} X \quad (3.31)$$

$\hat{\mu}$ = Velocidad máxima de utilización de substrato

<> tasa máxima de crecimiento de microorganismos.

La remoción de substrato, depende de la concentración de enzima, la cual a su vez está relacionada con la actividad celular o biomasa presente. Es muy común por esto, expresar la remoción de substrato - en términos de tasa de utilización / Unidad de biomasa / Unidad de tiempo.

$$\mu = \frac{dS/dt}{X} \quad (3.32)$$

donde :

μ = Tasa específica de crecimiento de microorganismos a la concentración de substrato(S).

Los datos experimentales muestran que la utilización de sustrato puede ser ajustada a una función hiperbólica, como la ecuación siguiente :

$$\mu = \frac{\hat{\mu} S}{K_S + S} \quad (3.33)$$

La constante de Michaelis K_S , equivale a la concentración de sustrato que produce la mitad del crecimiento máximo ($\mu = 0.5\hat{\mu}$).

Las dos constantes $\hat{\mu}$ y K_S pueden ser determinadas, reorganizando la ecuación (3.33) sobre una base finita :

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_S}{\hat{\mu} S} + \frac{1}{\hat{\mu}} \quad (3.34)$$

donde :

$$\mu = \frac{S/t}{X}$$

Por lo tanto, el gráfico de $1/\mu$ contra $1/S_t$ debe dar una línea recta, en la cual se puede determinar los valores $\hat{\mu}$ y K_S (Figura 3.12)

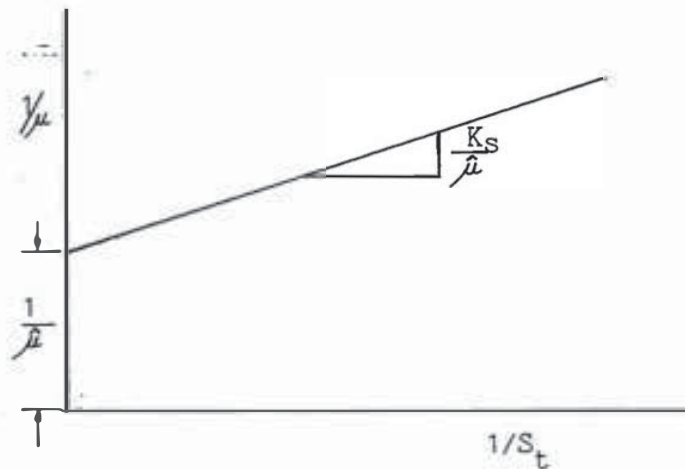


FIGURA Nº 3.12 GRAFICO $1/\mu$ VS $1/S_t$ PARA DETERMINAR K_S Y $\hat{\mu}$

c. Relación entre Crecimiento Celular y remoción de Substrato - Teoría de Monod.

Datos experimentales muestran que puede ocurrir crecimiento exponencial de microorganismos a concentraciones de substrato por debajo de aquellas para las cuales μ se aproxima a un valor máximo $\hat{\mu}$. Si se grafica la curva de crecimiento sobre coordenadas semi-log a diferentes concentraciones de substrato, los datos mostrarán líneas rectas cuyas pendientes dependerán de la concentración inicial del substrato hasta obtener una máxima pendiente cuyo valor corresponde a un valor específico de concentración de substrato⁹ (Fig. 3.13)

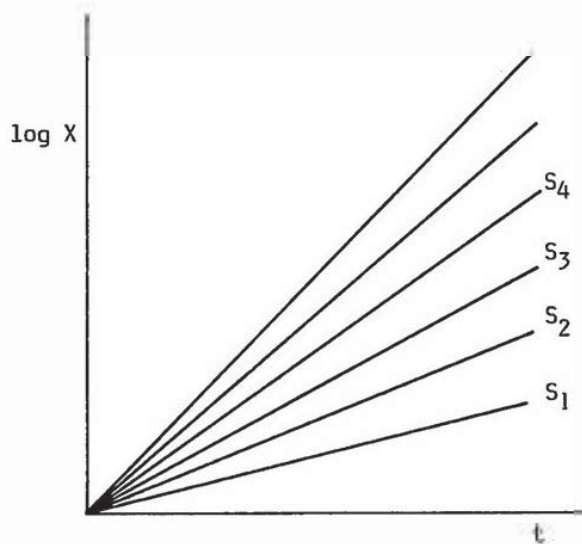


FIGURA 3.13 CURVA DE CRECIMIENTO SOBRE COORDENADAS SEMI-LOG

Se ha demostrado que los datos de crecimiento de microorganismos de este tipo pueden ajustarse a una función hiperbólica como en la siguiente ecuación :

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\hat{\mu} X S}{K_s + S} \quad (3.35)$$

La ecuación (3.35) es similar a la ecuación (3.30), en la cual el término V_m ha sido reemplazado por una expresión de velocidad de crecimiento biológico.

La ecuación (3.35) es llamada ecuación de Monod y tiene dos (2) -

constantes $\hat{\mu}$ y K_s . El valor numérico de K_s , así como la concentración de substrato pueden calcularse dando a μ la mitad del valor $\hat{\mu}$. Por lo tanto, de un gráfico de μ contra S , se puede determinar $\hat{\mu}$ y localizar la intercepción de $0.5\hat{\mu}$. Sin embargo, podemos re-arreglar la ecuación (3.33) para obtener una línea recta, de cualquiera de las dos formas siguientes :

$$\frac{1}{\mu} = \frac{1}{\hat{\mu}} + \frac{K_s}{\hat{\mu} S} \quad (3.36)$$

$$\frac{S}{\mu} = \frac{S}{\hat{\mu}} + \frac{K_s}{\hat{\mu}} \quad (3.37)$$

Si graficamos la ecuación (3.37), en igual forma que la figura -- (3.13) obtenemos una línea recta, como la de la fig. (3.14), a partir de la cual se pueden calcular con mayor precisión las constantes cinéticas $\hat{\mu}$ y K_s

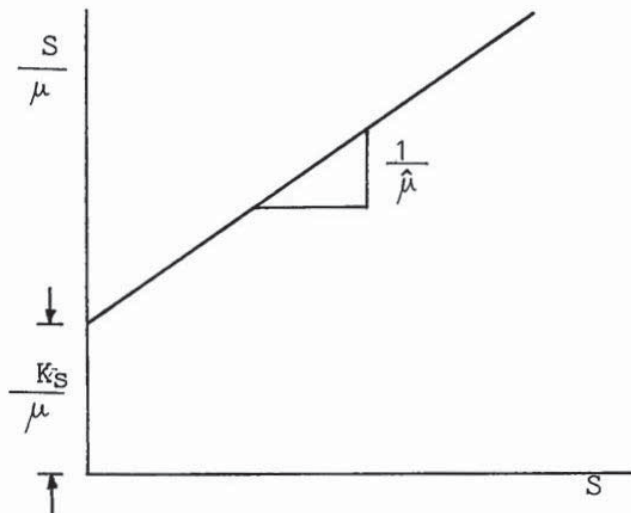


FIGURA 3.14 GRAFICA DE S VS S/μ

d. Producción de Lodos

La masa de microorganismos sintetizada por masa de substrato biodegradable utilizada, está expresada por la siguiente relación :

$$dX = Y dS \quad (3.38)$$

donde :

Y = factor de crecimiento

Monod relacionó la tasa de crecimiento de los microorganismos (μ) con la concentración de substrato (S), en condiciones de mezcla completa, a través de la siguiente relación empírica :

$$\frac{d X}{d t} = \mu X \quad (3.39)$$

Como las reacciones de crecimiento biológico no son 100% eficientes, siempre se pierde algo de energía y nunca hay una completa conversión de substrato a biomasa. Sin embargo, en el crecimiento de un microorganismo en particular sobre un determinado substrato, la conversión de éste en biomasa es más o menos constante y puede ser obtenida combinando las ecuaciones (3.33), (3.38) y (3.39)^{8,9} :

$$\frac{d X}{d t} = Y \frac{d S}{d t} = \frac{\hat{\mu} \cdot S}{K_s + S} X \quad (3.40)$$

$$\frac{d S}{d t} = \frac{\hat{\mu}}{Y} X \frac{S}{K_s + S} \quad (3.41)$$

$$\frac{d S}{d t} = \frac{K \cdot S}{K_s + S} X \quad (3.42)$$

donde :

$$K = \frac{\hat{\mu}}{Y} \quad (3.43)$$

$$\frac{d X}{d t} = \frac{K \cdot S}{K_s + S} X Y \quad (3.44)$$

En la ecuación (3.44) se puede considerar dos casos extremos^B :

i) Cuando S es grande con relación a K_s , este último puede despreciarse en el denominador y la ecuación (3.40) se reduce a :

$$\frac{dX}{dt} = YKX \quad (3.45)$$

Esta situación no tiene aplicación práctica en el proceso de lodos activados, en donde se trata de reducir S.

ii) Cuando S es pequeño con relación a K_s , como en el caso de lodos activados a altas edades de lodo, el primero puede despreciarse en el denominador y las ecuaciones (3.40) y (3.42) se reducen a :

$$\frac{dX}{dt} = YK_s SX \quad (3.46)$$

$$\frac{dS}{dt} = K_s SX \quad (3.47)$$

donde

$$K_s = \frac{K}{K_s} \quad (3.48)$$

e. Decaimiento Endógeno

El hecho que el crecimiento biológico sea resultado de reacciones acopladas de síntesis y respiración endógena, hace que bajo ciertas condiciones puedan ocurrir simultáneamente la muerte de algunos organismos y el crecimiento de otros, la población biológica existirá todo el tiempo en equilibrio.

Bajo ciertas condiciones experimentales operacionales este fenómeno no puede afectar la determinación de la constante Y. Por lo tanto, bajo ciertas condiciones de crecimiento diferentes a la exponencial o fase logarítmica, la ecuación (3.40) no se puede utilizar.

La velocidad de muerte de microorganismos puede expresarse de la misma forma que se usó para el crecimiento.

$$\frac{dX}{dt} \text{ (endógena)} = -K_d X \quad (3.49)$$

donde :

K_d = Tasa de crecimiento específico o coeficiente de decrecimiento endógeno.

La ecuación (3.50), describe las reacciones acopladas de crecimiento y respiración endógena.

$$\frac{dX/dt}{X} = YU - K_s \quad (3.50)$$

donde

U = relación alimento - microorganismos

Combinando las ecuaciones para crecimiento, producción de lodos, remoción de sustrato y muerte de microorganismos, se pueden derivar dos ecuaciones generales para las reacciones de velocidades de biomasa y sustrato.

Velocidad de reacción de biomasa :

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\hat{\mu} X S}{K_s + S} - K_d X \quad (3.51)$$

Velocidad de reacción de sustrato :

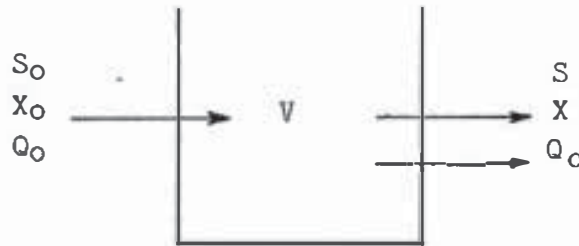
$$\frac{dS}{dt} = \frac{\hat{\mu} X S}{Y(K_s + S)} = \frac{K X S}{K_s + S} \quad (3.52)$$

f. Determinación de constantes cinéticas a partir de Estudios en Reactores de Flujo Continuo.

El balance de masa o materia alrededor de un reactor de flujo continuo se expresa de la siguiente manera :

Tasa de acumulación = Tasa de entrada + Tasa de reacción -
 en el reactor Tasa de salida

En un reactor completamente mezclado, las concentraciones en el reactor, son iguales a las concentraciones en el efluente.



En este tipo de reactor los balances de biomasa y substrato serán:

$$V \frac{dX}{dt} = Q_0 X_0 - Q_0 X + V (\text{Tasa de formación de biomasa}) \quad (3.53)$$

$$V \frac{dS}{dt} = Q_0 S_0 - Q_0 S + V (\text{Tasa de formación de substrato}) \quad (3.54)$$

Puesto que en la reacción el substrato se consume, la tasa de formación de substrato es negativa. Bajo condiciones de estado estacionario la ecuación (3.54) se torna en la siguiente :

$$\begin{aligned} - (\text{Tasa de formación de substrato}) &= \frac{Q_0}{V} (S_0 - S) \quad (3.55) \\ &= \frac{S_0 - S}{\theta} \end{aligned}$$

en donde :

θ = Tiempo de residencia del alimento fresco

Si se usa la ecuación de Monod o las constantes cinéticas de Michaelis Menten en un reactor completamente mezclado :

$$- (\text{Tasa de formación de substrato}) = \frac{\hat{\mu}}{Y} \left(\frac{X S}{K_S + S} \right) \dots (3.56)$$

Sustituyendo la ecuación (3.55) en (3.56) e invirtiendo la ecuación tenemos :

$$\frac{\theta X}{S_0 - S} = \left(\frac{K_S Y}{\hat{\mu}} \right) \left(\frac{1}{S} \right) + \left(\frac{Y}{\hat{\mu}} \right) \quad (3.57)$$

Si $\frac{(S_0 - S) Y}{\theta X} = K$, para un reactor de flujo continuo sin alimentación de biomasa entonces :

$$\frac{1}{K} = \left(\frac{K_S}{\hat{\mu}} \right) \frac{1}{S} + \frac{1}{\hat{\mu}} \quad (3.58)$$

Si se grafica $1/K$ contra $1/S$, la ecuación (3.58), describe una línea recta y es lo que comúnmente se llama el método gráfico de Lineweaver Burk. Fig. 3.15

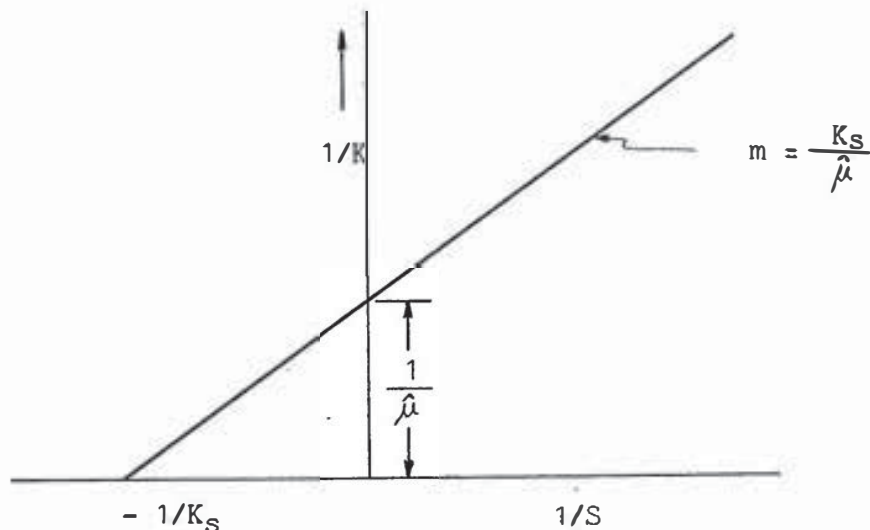


FIGURA 3.15 GRAFICO DE LINEWEAVER

Para producir los datos necesarios para el método gráfico de Lineweaver, es necesario variar el tiempo de residencia (θ). Puede no ser efectivo cambiar el substrato que entra S_0 puesto que para el -

modelo de constantes cinéticas de Monod el substrato "S" no depende de "So".

Para evaluar el coeficiente de producción "Y" y el coeficiente de la tasa de respiración endógena "Kd" para consumo de substrato y producción de biomasa, se miden tiempos de residencia a diferentes estados estacionarios.

Combinando las ecuaciones (3.53), (3.55), (3.56) y (3.57), se obtiene la siguiente ecuación lineal :

$$\frac{S_0 - S}{X} = \frac{K_d \theta}{Y} + \frac{1}{Y} \quad (3.59)$$

Graficando $\frac{S_0 - S}{X}$ versus θ , la pendiente será igual a $\frac{K_d}{Y}$

y el intercepto $1/Y$. El valor de Y, puede usarse para evaluar la pendiente y el intercepto de la ecuación (3.57), así como el valor de K.

El coeficiente cinético Y, relaciona únicamente la producción de biomasa para síntesis y no mide la producción a través del reactor. La producción observada es la relación de cambio en concentración de sólidos al cambio en concentración de substrato a través del reactor :

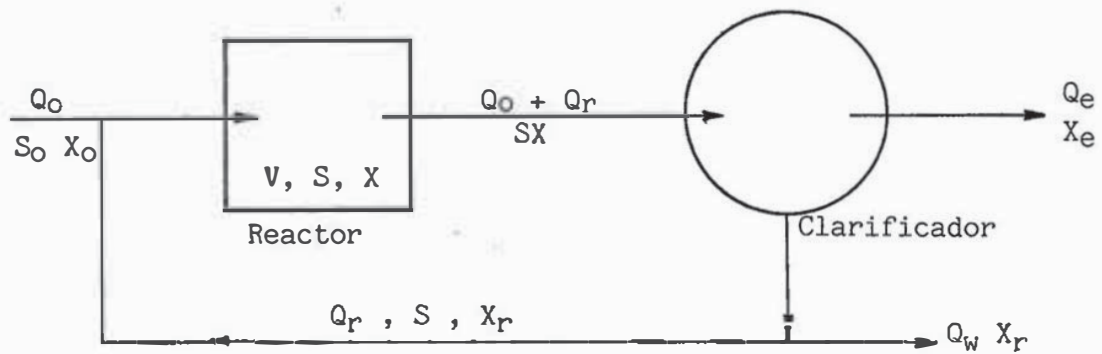
$$Y_{obs} = Y - \frac{K_d X \theta}{(S_0 - S)} \quad (3.60)$$

g. Modelo de Reactor Biológico completamente mezclado con recirculación.

Se asume que no hay biodegradación en el clarificador.

El Balance de masa de este reactor será :

Acumulación = Afluente + Recirculación - Lodo que sale + lo formado en la reacción.



Balance de masa para el substrato :

$$V \frac{dS}{dt} = Q_0 S_0 + Q_r S - (Q_0 + Q_r) S - \frac{\hat{\mu} S X V}{Y (K_s + S)} \quad (3.61)$$

Balance de masa para la biomasa :

$$V \frac{dX}{dt} = Q_0 X_0 + Q_r X_r - (Q_0 + Q_r) X + \frac{\hat{\mu} S X V}{(K_s + S)} - K_d X V \quad (3.62)$$

Definiendo una relación de recirculación entonces :

$$R = \frac{Q_r}{Q_0} \text{ y si } \theta = \frac{V}{Q_0} \text{ (en el alimento fresco), entonces}$$

a partir de las ecuaciones (3.61) y (3.62) tendremos :

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{\theta} (S_0 - S) - \frac{\hat{\mu} S X}{Y (K_s + S)} \quad (3.63)$$

y

$$\frac{dX}{dt} = \frac{1}{\theta} [X_0 + R X_r - (1 + R) X] + \frac{\hat{\mu} S X}{K_s + S} - K_d X \quad (3.64)$$

Basándose en alimento fresco, el tiempo de residencia será constante para una tasa de flujo Q_0 . La expresión $V/(Q_0 + Q_r)$ da el verda-

dero tiempo de residencia y cambia con la relación de recirculación del proceso. El tiempo de residencia basado sobre flujo total, variará si la relación de recirculación está cambiándose como una variable de control.

Para un reactor en estado estacionario, el balance de masa será :

$$S_0 - S - \frac{\hat{\mu} S X \theta}{Y (K_s + S)} = 0 \quad (3.65)$$

$$X_0 + RX_r - (1 + R) X + \left[\frac{\hat{\mu} S X \theta}{K_s + S} \right] \quad (3.66)$$

Asumiendo que la biomasa que entra al reactor es despreciable, la ecuación (3.66) se transforma en la siguiente :

$$RX_r - (1 + R) X + \frac{\hat{\mu} S X \theta}{K_s + S} - K_d X \theta = 0 \quad (3.67)$$

Y si la respiración endógena es pequeña :

$$RX_r - (1 + R) X + \frac{\hat{\mu} S X \theta}{K_s + S} = 0 \quad (3.68)$$

Los reactores biológicos, producen un exceso de biomasa que debe ser removido del sistema que se opera a estado estacionario. La cantidad de biomasa removida (formada) es igual a la tasa de crecimiento neto de la biomasa en el reactor :

$$\text{biomasa neta} = \frac{\hat{\mu} S X V}{K_s + S} - K_d X V \quad (3.69)$$

biomasa neta = Tasa de crecimiento específico de producción neta.

4. Proceso de Lodos activados y aeración extendida⁸

a. Descripción del proceso

(1) Factores Fundamentales

El proceso de oxidación biológica conocido como "lodos activados" comprende la mezcla de agua residual (substrato, alimento) con una masa heterogénea de microorganismos (lodo activado), en condiciones aeróbicas.

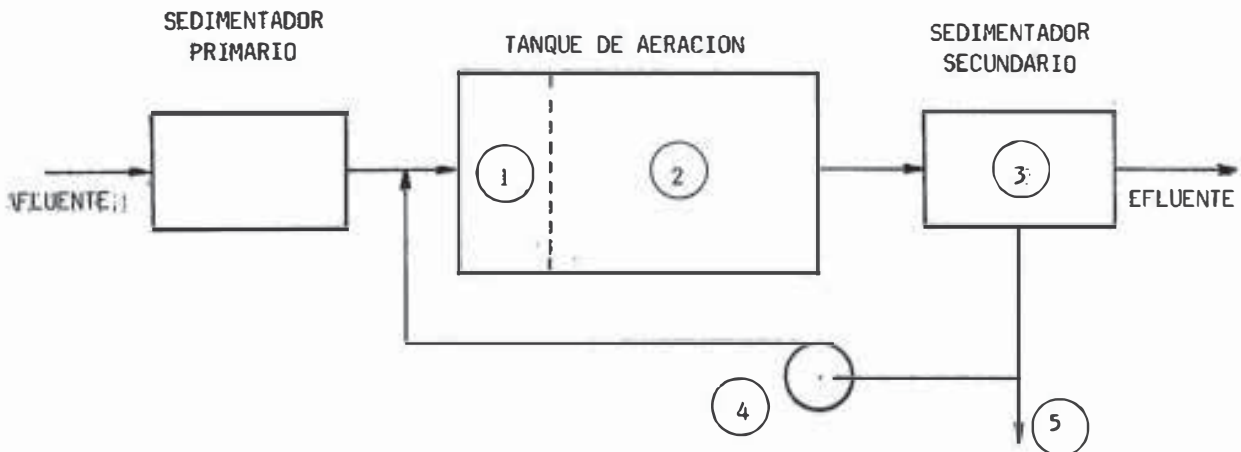
En forma idealizada el proceso está compuesto de cinco etapas esenciales, las cuales están indicadas en la figura 3.16.

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

La siguiente etapa de clarificación consiste en separar el lodo del licor tratado para descargar el líquido clarificado como efluente del proceso.

El subflujo del tanque de sedimentación es retornado al tanque de aeración en una cuarta etapa de recirculación y el exceso de sólidos producidos es retirado del sistema en una quinta etapa de disposición.

En cuanto al número de procesos unitarios de tratamiento se encuentra que hay tres, de los cuales dos son esencialmente necesarios; éstos son la aeración y sedimentación secundaria. La sedimentación



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

FIGURA Nº 3.16 FACTORES ESENCIALES DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

primaria se incluye actualmente en el esquema de tratamiento convencional, aunque no es imprescindible, y en variaciones del proceso como las de "aeración prolongada" y "zanjas de oxidación" no se considera su inclusión.

(2) Variaciones del Proceso⁸

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

Desde el punto de vista del tamaño relativo de la unidad de aeración se encuentran cuatro variantes : el proceso convencional, el de alta capacidad, el de contacto-estabilización y el de aeración prolongada. Las características de tamaño de estos procesos han sido indicadas en la figura 3.17, 3.18, 3.19 y 3.20. En la figura 3.19 se ha esquematisado el proceso de contacto-estabilización indicando dos tanques por separado. Cabe mencionarse que aunque este arreglo ha sido usado, se puede emplear un solo tanque para las dos operaciones utilizando el final de éste para la zona de contacto.

En las cuatro figuras indicadas se ha dibujado como alternativa opcional el uso del proceso de sedimentación primaria. En el caso de aeración prolongada (figura 3.20), es opcional la sedimentación final.

Desde el punto de vista del modelo de flujo, en el tanque de aeración los procesos pueden subdividirse en esquema a mezcla completa y con flujo a pistón. En la figura 3.21 se incluyen tres ejemplos de los primeros. Los procesos a mezcla completa son más insensibles a variaciones de carga orgánica y temperatura puesto que se mantiene el impacto de estas cargas amortiguado en el sistema debido a la mezcla instantánea por la cual el abastecimiento y demanda de oxígeno se mantiene al mismo nivel a lo largo del tanque.

En la figura 3.22 se presentan tres esquemas de procesos con flujo a pistón. Este tipo de flujo simula un tanque largo en donde un -

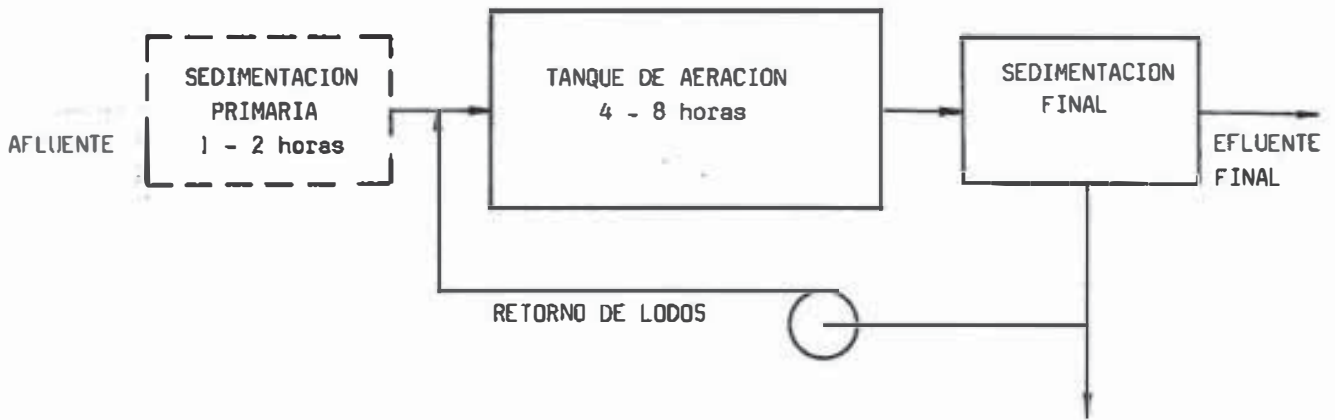


FIGURA Nº 3.17 PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS

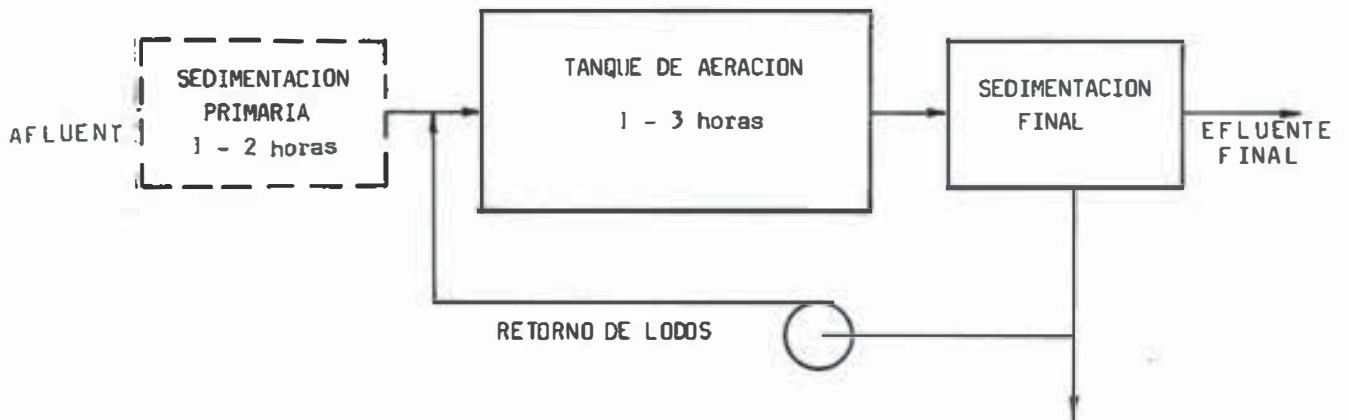


FIGURA Nº 3.18 PROCESO DE LODOS ACTIVADOS DE ALTA CAPACIDAD O AERACION MODIFICADA

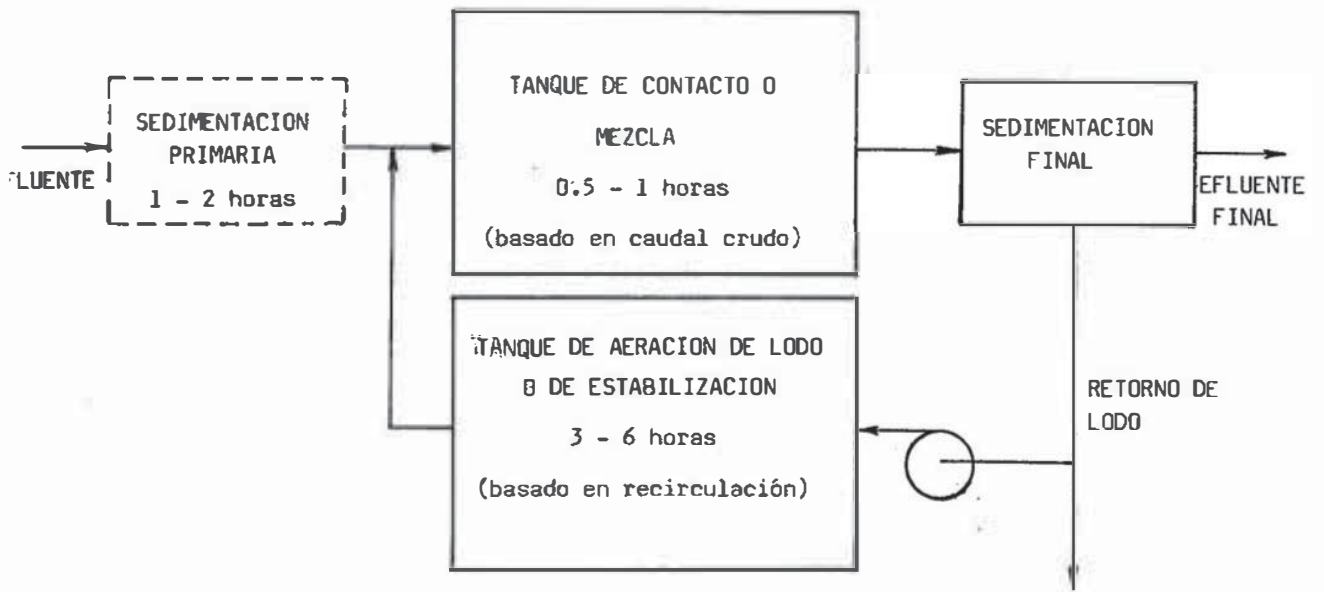


FIGURA Nº 3.19 PROCESO DE CONTACTO - ESTABILIZACION, ADSORCION RAPIDA O REAERACION DE LODOS

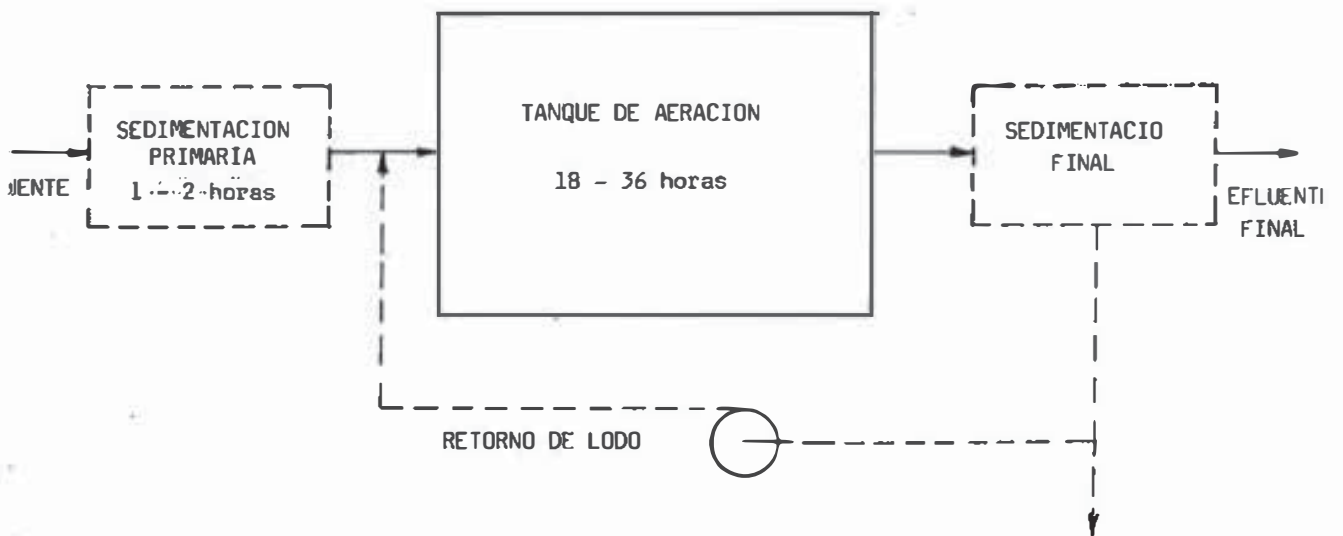
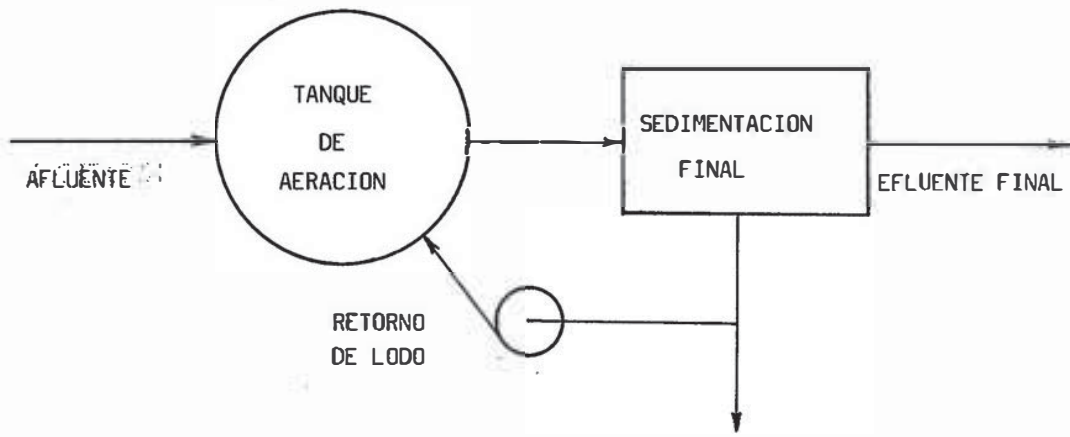
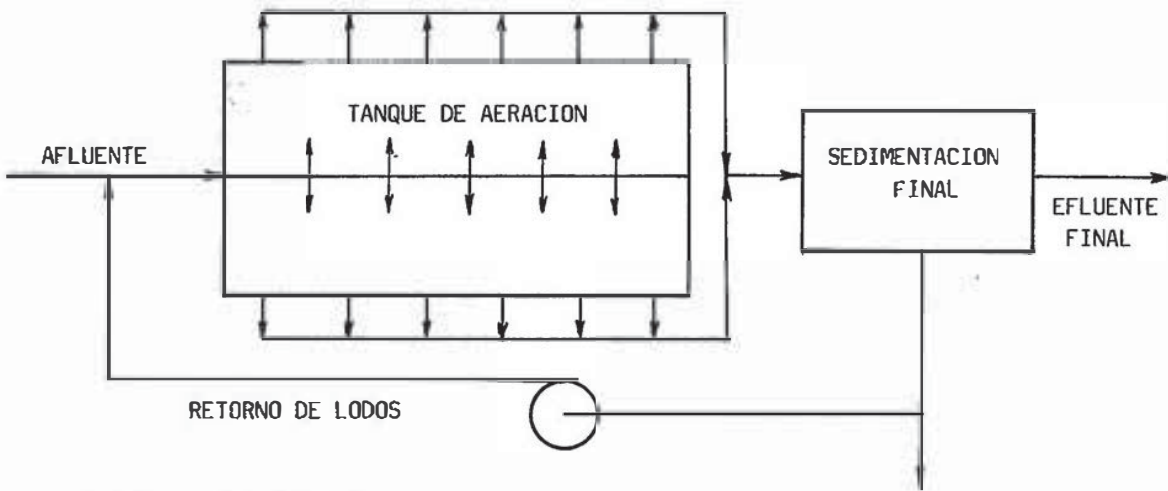


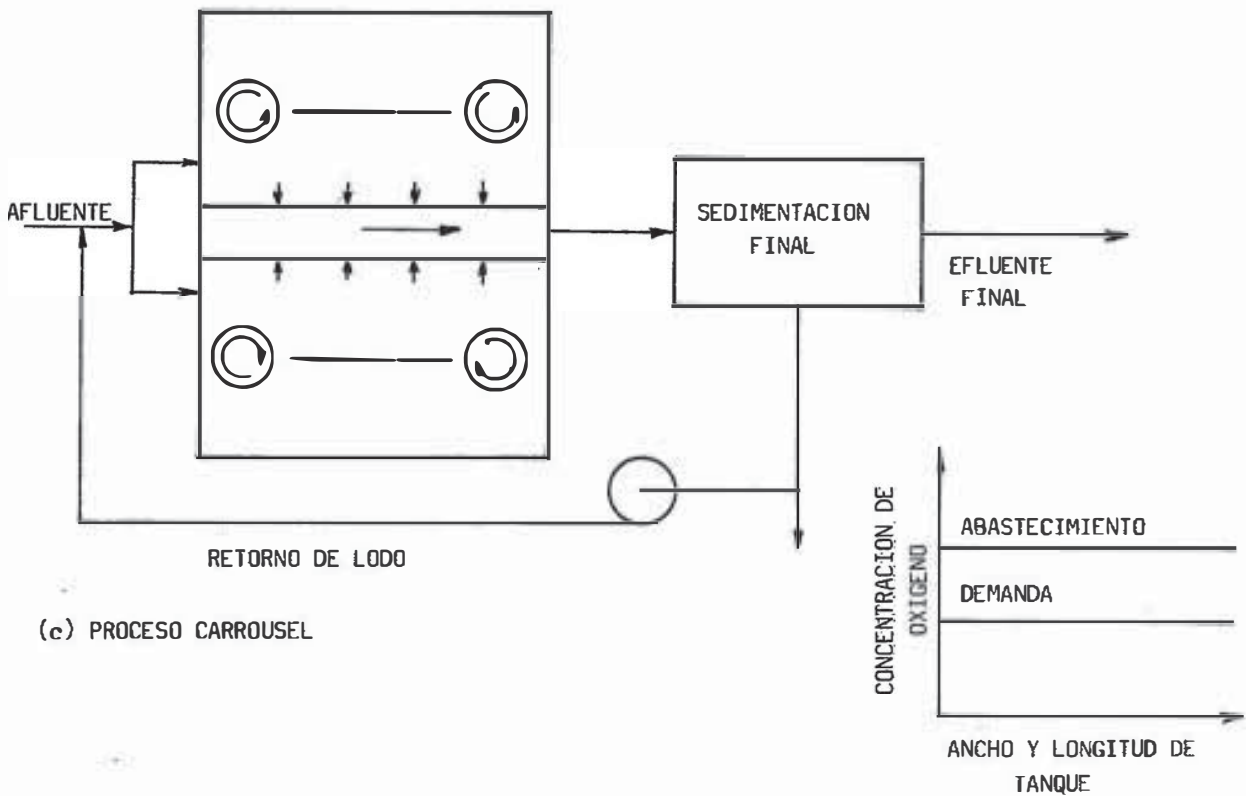
FIGURA Nº 3.20 PROCESO DE AERACION PROLONGADA



(a) INSTALACIONES PEQUEÑAS



(b) INSTALACIONES GRANDES



(c) PROCESO CARROUSEL

FIGURA Nº 3.21 ESQUEMAS DE LIDOS ACTIVADOS A MEZCLA COMPLETA

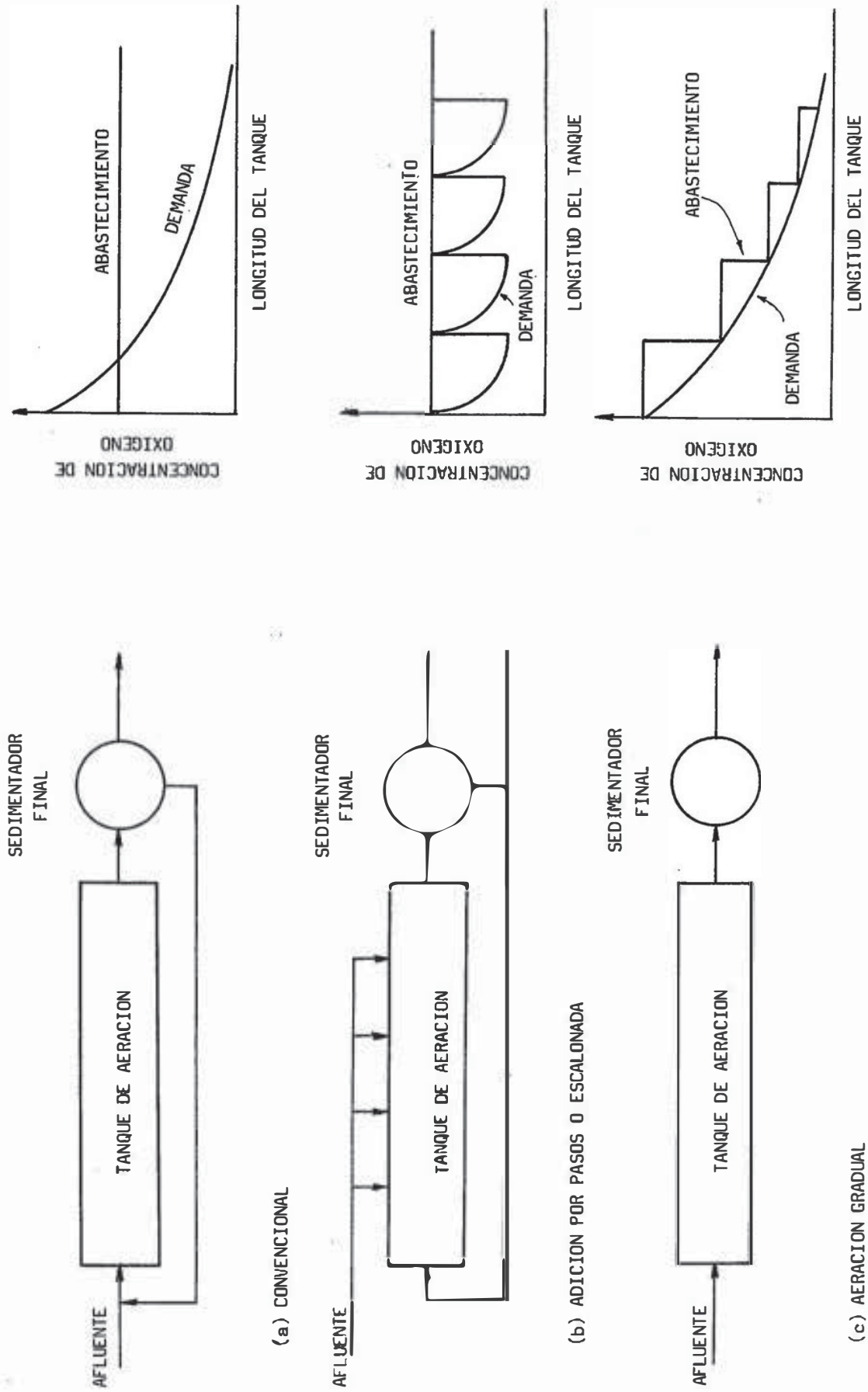


FIGURA Nº 3.22 ESQUEMAS DE LODOS ACTIVADOS CON FLUJO PISTON

infinitésimo de volumen viaja a lo largo del mismo, de comienzo a -- fin. En el proceso convencional se mantiene un solo punto de entrada del afluente al comienzo del tanque. El abastecimiento de oxígeno es constante.

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

La figura 3.23 indica una combinación de sistemas a mezcla completa y flujo a pistón en el proceso de zanjas de oxidación para instalaciones grandes, en donde se han incluido tres zonas de cada tipo. Este proceso puede operar como sistema convencional o con adición -- por pasos. Las concentraciones de oxígeno para ambos casos - abastecimiento y demanda - se indican en la misma figura.

Finalmente en la figura 3.24 se presentan tres sistemas patentados de tratamiento : el proceso Zigerly con la introducción de fibra de asbesto como elemento floculante y para dar mayor facilidad de separación al flóculo. El proceso Kraus que utiliza el sobrenadante - del digester y el propio lodo digerido como se indica, el proceso - "UNOX" con oxígeno puro en lugar de aire que fue originalmente estudiado en la década de los años cuarenta y que está siendo promulgada por la compañía "Linde", que produce oxígeno como subsidiaria de -- Union Carbide Co.

b. Parámetros de dimensionamiento y control

Por un período de tiempo considerable, el diseño de plantas de lodos activados dependió del uso de parámetros de diseño y correlaciones empíricas. Aún en la actualidad es común para el diseñador la - utilización de parámetros para dimensionamiento preliminar y en la - mayoría de los casos cuando se usa el modelo matemático, se comparan los resultados de cálculo con rangos de valores establecidos para pa rámetros de dimensionamiento, el uso de algunos parámetros, sin em-- bargo, es irracional en intervalos especificados para los diferentes procesos, en vista de que los valores no delimitan claramente zonas

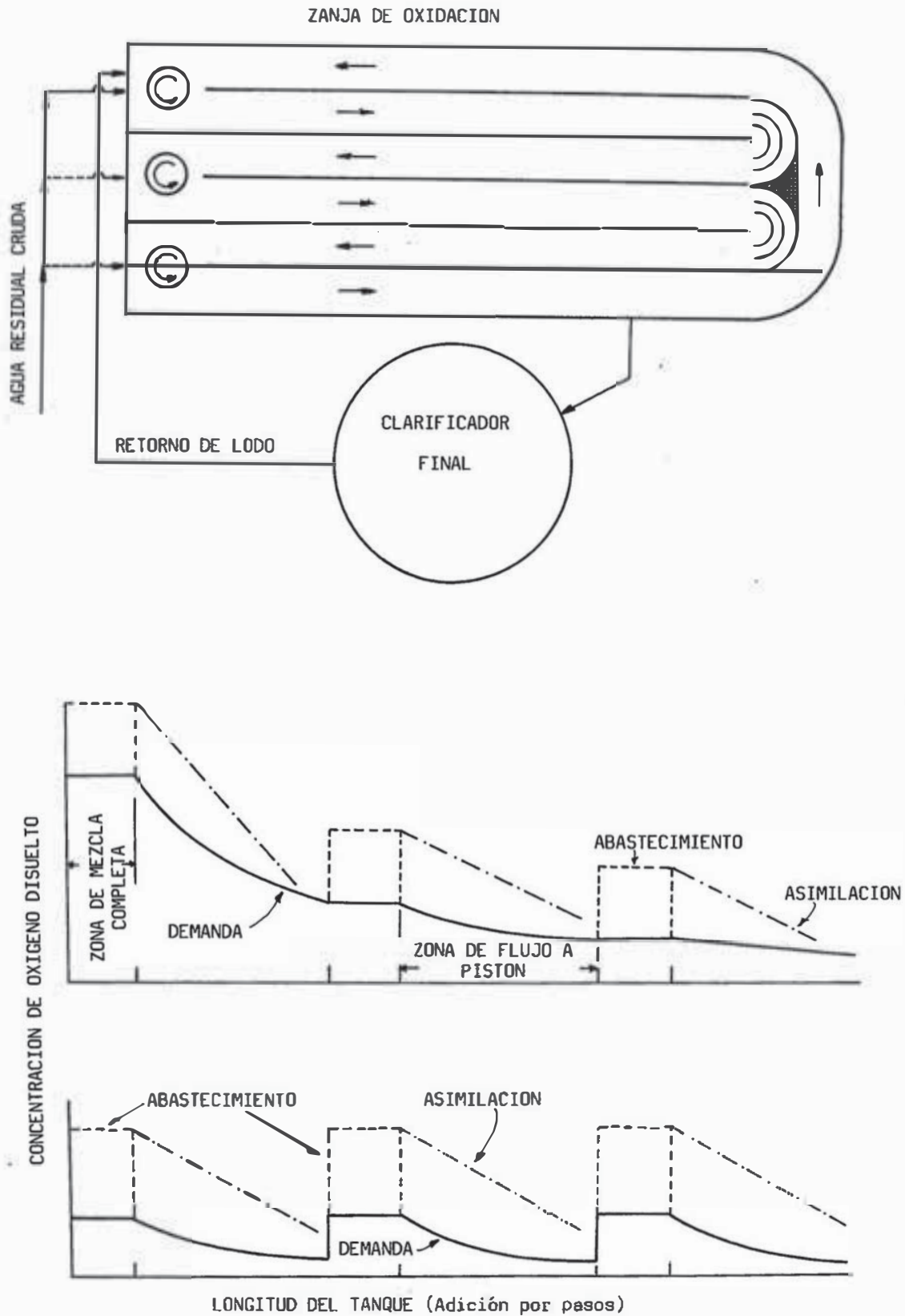
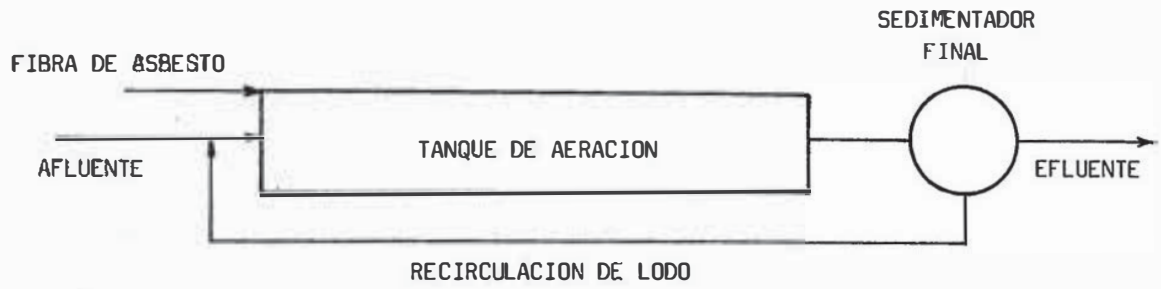
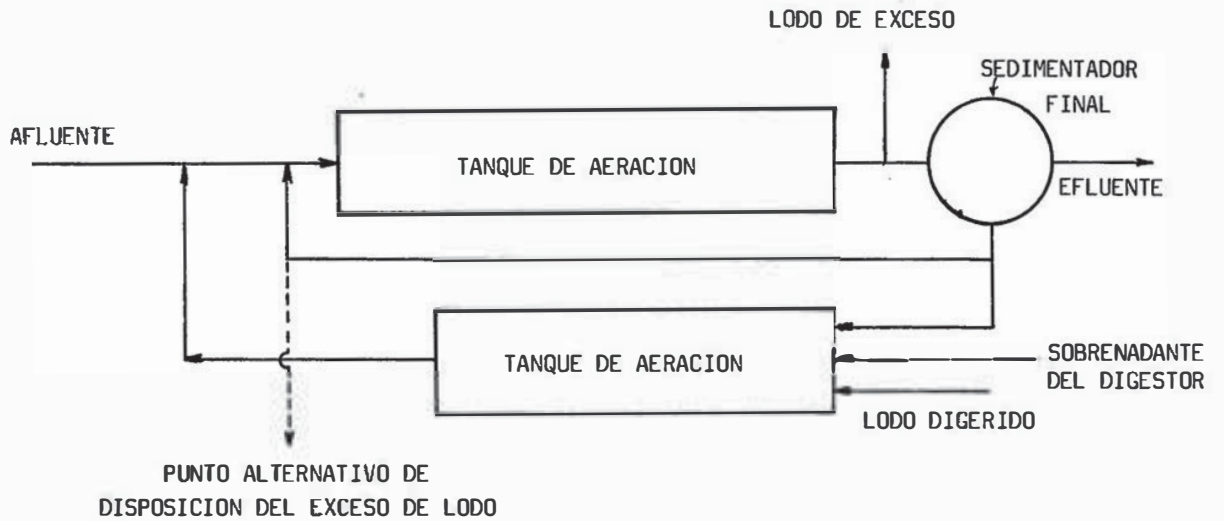


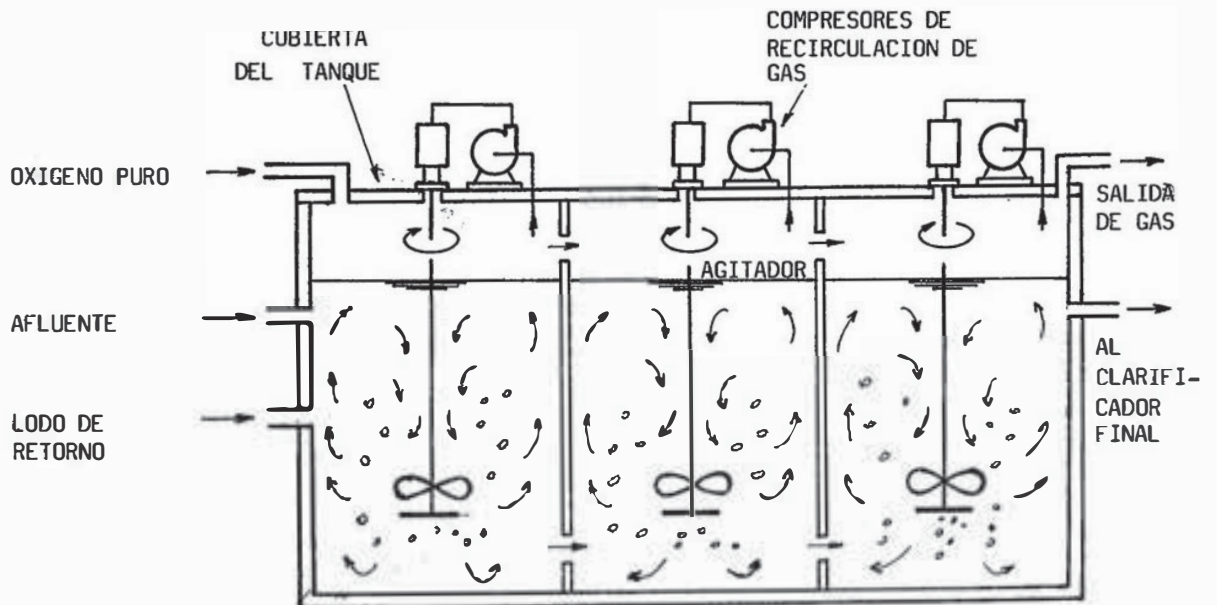
FIGURA Nº 3.23 ESQUEMA DEL PROCESO DE AERACION PROLONGADA EN REACTOR DE FLUJO ORBITAL



(a) PROCESO ZIGERLY



(b) PROCESO KRAUS



(c) PROCESO UNOX (OXIGENO PURO)

FIGURA Nº 3.24 ESQUEMAS DE PROCESOS PATENTADOS DE LODOS ACTIVADOS

de operación específicas.

La utilización de correlaciones empíricas para estimar la eficiencia de remoción de DBO ha sido común hasta hace unos años. Esta práctica está tendiendo a ser reemplazada por el uso de modelos matemáticos que racionalizan el proceso de diseño y porque, además, los estudios efectuados desfavorecen su uso al encontrarse que muchas correlaciones no se ajustan en forma clara.

Muchos de los parámetros son, sin embargo, de gran utilidad en la operación de procesos de lodos activados y, por estas razones, se efectúa una breve discusión sobre su utilidad, conceptos y definición e irracionalidad de su uso, cuando es aplicable.

De los parámetros a discutirse muchos son de valor tanto en diseño preliminar como en control de proceso. La importancia de cada uno en relación con los dos aspectos está indicada en el cuadro 3.1 y los valores más relevantes se presentan en los cuadros 3.2 y 3.3

CUADRO Nº 3.1

UTILIDAD DE LOS DIFERENTES PARAMETROS

PARAMETRO	Diseño Preliminar	Control de procesos
1. Carga orgánica volumétrica (C_1), KgDBO/ $(m^3.d)$	xxxx	xx
2. Factor de carga (U), Kg DBO/(Kg SSVTA.d)	xxxx	xxx
3. SSTA, Kg/ m^3	xxxx	xxxx
4. Edad de lodo (EL), días	xxxx	xxxx
5. Tiempo de retención (TR), horas	xx	xxx
6. Tiempo promedio de residencia celular (θ_c), días	xx	xx
7. Porcentaje de retorno de lodo	xx	xxx
8. Producción global de lodo, Kg SS/ $(m^3.d)$	xxxx	xx
9. Requisitos de aire	xx	xxxx
10. Tasa de asimilación de oxígeno	xx	xx
11. Carga orgánica por unidad de masa por unidad de tiempo de aeración (C_3), Kg DBO/(Ton SSTA.hora)	xx	
12. Carga orgánica por unidad de masa de lodo recirculado (C_4)	xx	
13. Índice de volumen de lodo (IVL)	xx	xxxx
14. Requisitos de energía	xxx	xx

CUADRO Nº 3.2
PARAMETROS DE DIMENSIONAMIENTO Y CONTROL DE PROCESOS DE Lodos ACTIVADOS

PROCESO	P A R A M E T R O										REQUISITOS DE AIRE EN FUNCION DE DBO REMOVIDA.	
	CARGA ORGANICA VOLUMETRICA (C) $\frac{Kg\ DBO}{m^3 \cdot dia}$	DENSIDAD DE LODO (X) $\frac{Kg\ SSVTA}{m^3}$	FACTOR DE CARGA (U) $\frac{Kg\ DBO}{Kg\ SSVTA \cdot dia}$	EDAD DE LODO (EL) días	PRODUCCION VOLUMETRICA DE LODO (PLE) $\frac{Kg\ SSV}{m^3 \cdot dia}$	RETORNO DE LODOS (%)	PERIODO DE RETENCION (TR) horas	TIEMPO PROMEDIO DE RETENCION CELULAR (Bc) días	RELACION DE CIRCULACION (Qr/Q)	CARGA ORGANICA PARA UNIDAD DE AERACION (C ₁) $\frac{Kg\ DBO/dia}{TON\ SSVTA}$	Kg DBO remov.	pie ³ lb DBO remov
AERACION PROLONGADA	0.2 - 0.3	4.5 - 6.	0.04 - 0.06	20 - 22 - 30 30 - 40	0.225 .167 - .125	100 - 150	18 - 30	0.05 - 0.15	.75 - 1.5	8 - 20		
CONVENIONAL	0.48 - 0.64	2.25 - 3	0.192 - 0.26	5 - 10 - 15	0.25	10 - 50 (limite) 20 - 30 (usual)	5 - 7	0.2 - 0.4	.25 - .5	30 - 100	5150 - 20600 (limite) 6500 - 9000 (usual)	400 - 1600 (limite) 500 - 700 (usual)
ADICION GRADUAL	0.32 - 0.96	2.5 - 6.	(b)				6 - 9	5 - 15	.25 - .75	20 - 40	11600 - 16700	900 - 1300
MEZCLA COMPLETA	0.64 - 0.96	3.5 - 6.	0.16 - 0.24	5 - 6.5 - 1.5 5 - 10 - 15	0.51 0.40			5 - 15	.25 - 1.0			
CONTACTO - ESTABILIZACION	0.32 - 0.96	1.5 - 4 (c) 6. - 10. (d)	(e)					5 - 15	.25 - 1.0		10300 - 15500 51500 - 57900	800 - 1200 4000 - 4500
PROCESO KRAUS	0.64 - 1.6	2.5 - 3.	0.26 - 0.64					5 - 15	.5 - 1.0			
AERACION MODIFICADA	1.30 - 2.4	0.5 - 1.2 - 1.5	0.92 - 2.0	0.4 - 0.6	> 1.0	5 - 10	1 - 3	5 - 10	1.0 - 5C	100 - 500		
OXIGENO PURO	1.6 - 4.	6.5 - 8.	0.23 - 0.57					8 - 20	.25 - .5			
ACTIVACION SUPRA	3.2 - 6.4						0.5 - 1					

(a) Valores al final del tanque de aereación son similares a los del esquema convencional

(b) Depende del número de adiciones

(c) En tanque de contacto

(d) En tanque de estabilización de lodo

(e) Depende de tamaño de tanques de contacto y estabilización y densidad de lodo respectivos.

CUADRO Nº 3.3

REQUISITOS DE AIRE Y ENERGIA PARA PROCESOS DE Lodos Activados

VALORES	REQUISITOS DE AIRE				REQUISITOS DE ENERGIA POR MASA DE D80 REMOVIDA			
	EN FUNCION DE D80 APLICADO		EN FUNCION DEL VOLUMEN TRATADO		Kg D80 remov.		kwh 1b D80 remov.	
	$\frac{l}{l \times mg/l}$	$\frac{pie^3}{gal \times mg D80/l}$	$\frac{l \text{ aire}}{l \text{ liquido}}$	$\frac{pie^3}{gal.}$	DIFUSION DE AIRE COMPRIMIDO	AERACION MECANICA	DIFUSION DE AIRE COMPRIMIDO	AERACION MECANICA
Intervalo	0.030 - 0.081	0.003 - 0.008	3.04 - 20.25	0.3 - 2.0	0.44 - 2.20	0.44 - 1.54	0.2 - 1.0	0.2 - 0.7
Valores usuales	0.051 - 0.071	0.005 - 0.007	6.07 - 10.12	0.6 - 1.0	0.66 - 1.32	0.66 - 1.32	0.3 - 0.6	0.3 - 0.6
Valor medio					0.99	0.99	0.45	0.45

(1) Carga orgánica volumétrica (C₁)

Este parámetro expresado en unidades de kg DBO/ (m³.d) es usualmente empleado para efectuar un dimensionamiento rápido del tanque de aeración.

La relación de este parámetro con la eficiencia de remoción de DBO no es aparente y el uso de este tipo de correlaciones no es recomendable. El uso de este parámetro sólo con propósitos de diseño es inadecuado, por lo cual se recomienda el cálculo de los cuatro que se indican a continuación.

(2) Factor de carga (U) y densidad del licor mezclado (SSTA y SSVTA)

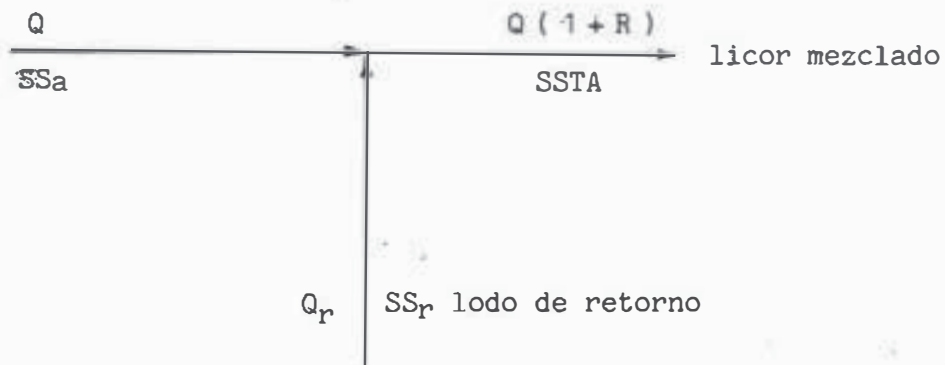
El concepto original del parámetro U nació como la relación entre alimento o substrato a microorganismos. Como representativo de substrato se toma la carga orgánica del desecho afluente (kg DBO/d) y como representativo de microorganismos se asume convencionalmente la masa de sólidos volátiles totales en el tanque de aeración (kg SSVTA). La racionalidad de uso de las cantidades anteriores ha sido cuestionada por varios autores y, principalmente, por Marais y Ekama⁸, en base a que una adecuada descripción de substrato podría ser la DQO en lugar de DBO y la más adecuada descripción de microorganismos serían los sólidos volátiles activos (X_a).

La carga orgánica (C₁) y el factor de carga, están directamente relacionados a través de la densidad del licor mezclado en términos de sólidos volátiles, de acuerdo con la siguiente relación :

$$C_1 = U \cdot X_v \quad (3.70)$$

en donde X_v = SSVTA, kg/m³ y los otros símbolos han sido definidos anteriormente.

La concentración de sólidos en suspensión totales en el tanque de aeración (SSTA) es calculada mediante un balance de masa a la entrada del tanque de aeración.



$$Q \cdot SS_a + Q \cdot R \cdot SS_r = Q(1+R) \cdot SS_a$$

$$SS_a = \frac{SS_a + R \cdot SS_r}{1+R} \quad (3.71)$$

Cuando se desprecia SS por ser pequeño :

$$SS_a = \frac{R \cdot SS_r}{1+R} \quad (3.72)$$

de esta fórmula puede encontrarse la ecuación :

$$SS_a + SS_a \cdot R - R \cdot SS_r = 0$$

$$R = \frac{1}{\frac{SS_r}{SS_a} - 1} \quad (3.73)$$

En las ecuaciones anteriores :

Q = caudal afluente

R = relación de recirculación

SS_a = sólidos en suspensión totales en el afluente

SS_r = sólidos en suspensión totales en el lodo recirculado

La relación de SSr/SSTA es conocida como la relación de compactación y es de utilidad en el diseño y operación del sedimentador secundario.

Para el cálculo del factor de carga pueden utilizarse las siguientes fórmulas que han sido desarrolladas en base a la definición y --reemplazo de los símbolos correspondientes.

$$U = \frac{Q \cdot Sa \cdot 86.4}{V \cdot SSVTA} \quad (3.74)$$

$$U = \frac{Sa \cdot 24}{SSVTA \cdot TR} \quad (3.75)$$

$$U = \frac{Sa \cdot 24}{SSVTA (1 + R) TRa} \quad (3.76)$$

En donde :

- Q = caudal afluente, l/s
- Sa = DBO del afluente, mg/l
- V = volumen del tanque de aeración, m³
- TR = tiempo de retención teórico, h
- TRa = tiempo de retención actual, h

La ecuación 3.76 demuestra que el factor de carga es dependiente de la recirculación. Esta ecuación y la ecuación 3.72 que desprecia los sólidos en suspensión en el agua cruda pueden combinarse para obtener :

$$U = \frac{Sa \cdot 24}{R \cdot SSr \cdot TRa \cdot (\% \text{ Vol} \cdot SSTA)} \quad (3.77)$$

en donde % volátil SSTA = Xv/X

(3) Edad de lodo (EL)

La edad de lodo es uno de los parámetros más representativos del

estado del proceso y es de gran utilidad tanto a nivel de diseño como de operación. La mayoría de las formulaciones del modelo matemático pueden expresarse en términos de la edad de lodo y facilitar grandemente su manejo. Al leer la información sobre el proceso de lodos activados se encuentra gran confusión entre la definición y significado de este parámetro.

Para efectos de este trabajo, la edad de lodo está definida de acuerdo con Eckenfelder, Marais y Ekama⁸. Se define a la edad de lodo como la relación de la masa de sólidos volátiles en suspensión, en aeración a la masa de sólidos volátiles totales desechada por día en el lodo de exceso :

$$EL = \frac{MX_v}{MX_v \text{ exceso/día}} \quad (3.78)$$

Esta definición es de mucha utilidad en el desarrollo del modelo matemático simplificado con descarga del lodo de exceso directamente del tanque de aeración, fue planteada originalmente por Garret⁸, en 1958 y permite el control hidráulico de la edad de lodo en la siguiente forma :

$$EL = \frac{V \cdot X_v}{q \cdot X_v} = \frac{V}{q} \quad (3.79)$$

De acuerdo con lo anterior si se quiere mantener una edad de lodo de 20 días, habrá la necesidad de retirar 1/20 del licor del tanque de aeración por día.

Existe mucha confusión sobre el uso de la edad de lodo (EL) y el tiempo promedio de residencia celular (θ_c). En algunos casos se toma el último parámetro como el primero⁸. Como se verá más adelante, la definición de θ_c y EL son algo similares. Varias definiciones irracionales aparecen y se debe evitar el uso de los siguientes términos :

- El uso de kg/DBO/día como denominador de la fórmula (3.79) (antigua definición de Gould).

- El uso del volumen del aerador más el del sedimentador como numerador.
- El uso de masa de lodo de exceso más masa en el efluente como denominador.

La edad del lodo puede calcularse conociendo la producción de lodo en las siguientes formas :

$$EL = \frac{X_v \times 0.001}{PLE1 \cdot E} \quad (3.80)$$

$$EL = \frac{X_v \times 0.001}{PLE2} \quad (3.81)$$

$$EL = \frac{MX_v}{a \cdot MSr - b \cdot MX_v} \quad (3.82)$$

En las formulaciones anteriores :

- PLE1 = producción de lodo de exceso, kilos de sólidos volátiles producidos por kilos de DBO removido.
- E = eficiencia de remoción de DBO, fracción.
- PLE2 = producción de lodo de exceso por volumen del tanque de aeración, kg SSV/(m³ · d).
- a = coeficiente de producción unitaria de sólidos volátiles vía síntesis kg SSV/kg DBO removido.
- b = coeficiente de destrucción endógena, l/días, usual 0.1 a 20°C $b_T = b_{20} \theta^{T-20}$
- MSr = Masa de DBO removido, kg DBO/día
- MXv = Masa de sólidos volátiles en aereación, kg SSV

Sobre la aplicación de las fórmulas anteriores cabe destacarse lo siguiente :

- El término PLE1 es aplicable a sistemas de baja densidad de biomasa, como lagunas de estabilización, en este caso $PLE1 = a \cdot MSr$
- Para todos los demás procesos se debe usar la fórmula (3.81)

En el cuadro anterior se evidencia la dependencia de la producción de lodo (PLE 2) de la densidad de biomasa (X_v) en el reactor y el tiempo de contacto.

(4) Tiempo promedio de residencia celular (θ_c)

Su definición es : "La relación de biomasa en el tanque de aeración (kg SSVTA) dividido entre la masa de sólidos volátiles que abandonan el sistema (kg SSV lodo de exceso + kg SSV efluente)". En muchas circunstancias, sobre todo en procesos tratando a una alta edad de lodo, se obtiene una muy pequeña cantidad de sólidos en suspensión en el efluente final y ya sea por esta razón o por simplicidad, se desprecia el segundo término del denominador, en este caso $\theta_c = EL$.

Para descarga del lodo de exceso del circuito de recirculación de lodo :

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_v}{(q \cdot SSV_r + Q_e \cdot SSV_e) 86.4} \quad (3.83)$$

Para descarga de lodo de exceso directamente del tanque de aeración:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_v}{(q \cdot X_v + Q_e \cdot SSV_e) 86.4} \quad (3.84)$$

En las fórmulas anteriores :

- q = caudal de lodo de exceso, l/s
- SSV_r = sólidos en suspensión volátiles en el lodo de retorno, mg/l
- Q_e = caudal efluente, l/s
- SSV_e = sólidos en suspensión volátiles en efluente, mg/l

Aunque el uso de este parámetro se ajuste más que la edad de lodo al desarrollo de un modelo matemático exacto y en la actualidad esté tendiendo a generalizarse, para diseño y control, es conveniente puntualizar lo siguiente :

- La cantidad de sólidos en el efluente final es dependiente de un buen diseño y operación del sedimentador secundario y no en función del proceso biológico en sí. O sea que un valor bajo del θ_c puede no representar un mal estado del sistema biológico, sino sólo una mala operación del retorno de lodos.

- El θ_c requiere de un número mayor de mediciones y determinaciones que la EL, como parámetro de control.

- Para casos prácticos, $SSVe$ es pequeño y puede ser despreciado.

Las consideraciones anteriores favorecen el uso de la edad de lodo como parámetro más representativo del estado del proceso.

En cuanto a los valores más comunes de θ_c , estos pueden adoptarse como similares a los dados para EL.

(5) Período de retención

Este parámetro es empleado después de los anteriores. Incluye únicamente el concepto idealizado sin considerar la recirculación, o sea basado en flujo de agua residual únicamente.

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

El tiempo de retención teórico (TR) y el actual (TRa) están relacionados por :

$$TR = (1 + R) TRa \quad (3.85)$$

(6) Porcentaje de lodo de retorno

Las plantas de lodos activados tienen una capacidad variable de retorno de lodos. Su cantidad afecta a los SSLM y edad del lodo.

Usualmente se especifica en porcentaje del caudal de agua residual tratada.

(7) Requisitos de aire y oxígeno

Establecida la masa de oxígeno, el diseñador usualmente se refiere a datos de equipos de aeración para determinar el tamaño de las unidades de aeración mecánica o aire comprimido.

En relación con los requisitos de aire existen varios parámetros que pueden ser de uso práctico para dimensionamiento de los sistemas de aeración.

En el sistema de lodos activados con difusión de aire comprimido usualmente los requisitos de energía para mantener la mezcla del licor son mayores que los requisitos de energía para transferencia de oxígeno. Usualmente se especifican tres tipos de requisitos de aire.

i) Volumen de aire por masa de DBO removido

Es el mejor parámetro para dimensionamiento de compresores.

ii) Volumen de aire por volumen de líquido tratado por mg/l de DBO aplicado.

Este parámetro es de menos uso que el anterior para propósitos de diseño, sin embargo puede utilizarse cuando no se tiene una idea clara de la eficiencia deseada en el proceso.

iii) Volumen de aire por volumen de líquido tratado

Es el parámetro más pobre para determinar el tamaño de compresores. Debe ser usado para propósitos de comparación únicamente.

Los requisitos de oxígeno para sistemas biológicos aeróbicos son determinados mediante ensayos de laboratorio. La gran cantidad de datos desarrollados para aguas residuales domésticas han hecho posible la estimación de los requerimientos de oxígeno necesarios mediante el empleo de coeficientes. El cálculo de los requisitos de oxígeno es válido tanto para sistemas con aire difuso como para con aeración mecánica.

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

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

ii) para mantener los requisitos basales del proceso o la respiración endógena;

iii) para proveer oxígeno adicional para una completa nitrificación si se desea; y

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

Eckenfelder y O'Connor en 1954^B, postularon una formulación básica para cálculo de los requisitos de oxígeno para síntesis y respiración endógena. El siguiente desarrollo ha sido tomado de varias referencias^B.

El procedimiento se basa en asumir como conocidos los requisitos de oxígeno total y para respiración endógena. Los requisitos para síntesis se calculan por diferencia :

$$\begin{aligned} MO_2 &= \Delta MS = Q (S_a - S) = \text{demanda total de oxígeno} \\ MO_2 &= \text{demanda para síntesis} + P \cdot a \cdot \Delta MS \quad (3.86) \\ P &= \text{demanda estequiométrica de oxígeno por destrucción endógena, kg O}_2/\text{kg SSV (valor} = 1.42) \\ a &= \text{coeficiente de producción de lodos vía síntesis kg SSV/} \\ &\quad \text{kg } \Delta \text{DBO} \end{aligned}$$

Por otro lado, en equilibrio continuo la producción de sólidos volátiles es igual a su destrucción.

$$P \cdot a \cdot \Delta MS = P \cdot b \cdot X_v \cdot V \quad (3.87)$$

- b = coeficiente de destrucción endógena de sólidos volátiles,
1/días
- X_v = SSVTA, mg/l
- V = volumen del tanque de aeración

De la ecuación (3.86) se obtiene

$$\text{demanda para síntesis} = \Delta MS (1 - a \cdot P) \quad (3.88)$$

Sustituyendo (3.87) y (3.88) en (3.86) se obtiene

$$\begin{aligned} MO_2 &= (1 - a \cdot P) \Delta MS + b \cdot P \cdot X_v \cdot V \\ MO_2 &= (1 - a \cdot P) \Delta MS + b \cdot P \cdot MX_v \end{aligned} \quad (3.89)$$

Se introducen dos nuevas definiciones

$$a' = (1 - a \cdot P) = (1 - 1.42 a) \quad (3.90)$$

$$b' = b \cdot P = 1.42 b \quad (3.91)$$

$$MO_2 = a' \cdot \Delta MS + b' \cdot MX_v \quad (3.92)$$

- a' = requisitos de oxígeno para síntesis, kg O₂/kg DBO destruido.
- b' = requisitos de oxígeno para respiración endógena, kg O₂/ (kg SSVTA. día)
- MO₂ = kg O₂/día
- AMS = kg DBO destruidos/día

La ecuación 3.92 sirve de base para el cálculo de los requisitos de oxígeno y los valores a' y b' pueden calcularse de datos experimentales, por ejemplo si :

$$\begin{aligned} a &= 0.46 & a' &= (1 - 1.42 \times 0.46) = 0.347 \\ b &= 0.07 & b' &= 1.42 \times 0.07 = 0.099 \end{aligned}$$

Los valores de a y a' reportados en la literatura (8) están dados en el cuadro 3.4, los valores b están dados en el cuadro 3.5

El uso de valores a y b para cálculo de producción de sólidos volátiles de ~~exceso~~ adolece del error de asumir que los sólidos volátiles son representativos de la biomasa activa. En el caso de aeración prolongada esta suposición puede resultar en un serio error.

CUADRO 3.4

VALORES DE a y a' PARA VARIOS DESECHOS

Desecho	$a = \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DBO}_r}$	$a' = \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_r}$
Doméstico	0.49 - 0.64	0.52
Cervecería	0.39	0.44
Refinería	0.31	0.56
Fibra sintética	0.38	0.55
Pulpa Kraft y blanqueo.	0.5	0.65 - 0.8

CUADRO 3.5

VALORES DE b PARA VARIOS DESECHOS

Desecho	T °C	b 1/días
Lecherías	25	0.3
Doméstico ($X_v = 6$)	< 11	0.2
Doméstico ($X_v = 6$)	> 13	0.25
Doméstico	20	0.075
Doméstico	15	0.055

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

i) El pH debe estar entre 7.6 - 7.8.

ii) El nivel de oxígeno disuelto debe ser de 0,5 mg/l o más para nitrificación completa.

iii) La demanda carbonácea debe satisfacerse primero. Por consiguiente sólo desechos tratados con un alto grado pueden nitrificarse completamente.

iv) El tiempo de retención en el aerador debe ser mayor que el necesario para satisfacer la tasa de crecimiento de organismos de nitrificación, de otro modo la población microbiana sería lavada fuera del sistema.

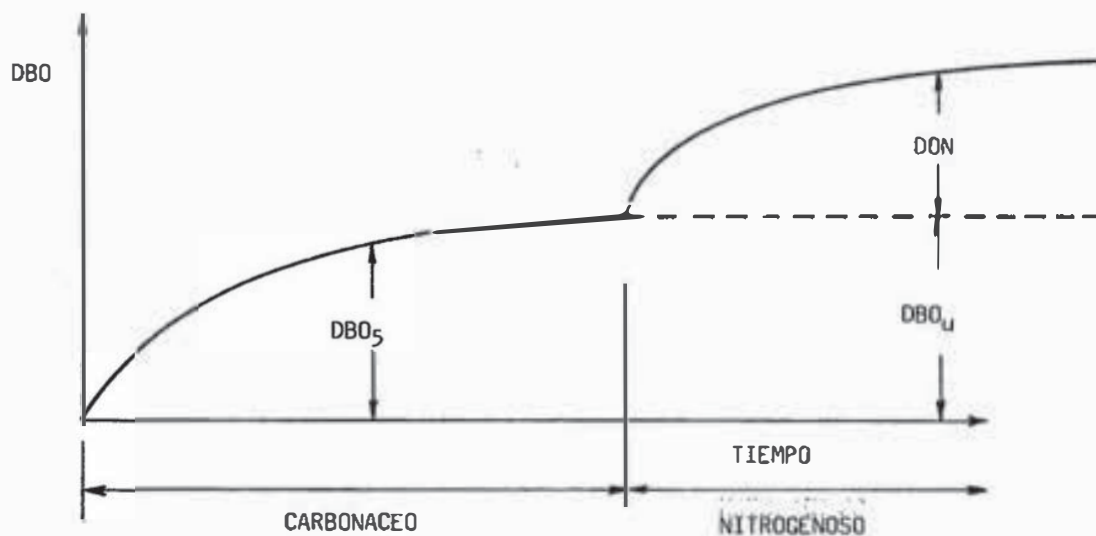
El efecto de tiempo promedio de residencia celular en la nitrificación, ha sido estudiado y se ha encontrado que para que exista nitrificación completa se necesita⁸:

i) un θ_c mayor que 1.5 a 2.0 días a la temperatura de 14 - 17°C

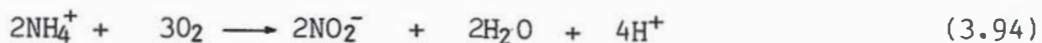
ii) un θ_c de 5 días a la temperatura de 4 - 11°C.

Esto indica que las plantas de lodos activados convencionales bien operadas y con una alta remoción de DBO pueden nitrificar bajo todas las variaciones estacionales de temperatura⁸.

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



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



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

Las aguas residuales crudas de origen doméstico tienen un nitrógeno Kjeldahl total (NKT) de 30-50 mg/l son $\text{NH}_3 - \text{N}$ y más o menos 15 mg/l nitrógeno orgánico. Puesto que las proteínas, aminoácidos y úrea son degradados por bacterias para formar amoníaco adicional, debemos

considerar el nitrógeno orgánico y el nitrógeno amoniacal conjuntamente, es decir el NKT.

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

Las plantas convencionales de lodos activados no son generalmente diseñadas para DON y sus efluentes pueden contener 15 - 20 mg/l de $\text{NH}_3\text{-N}$ y 5 - 10 mg/l de nitrógeno orgánico, lo cual indica una nitrificación parcial. En los procesos de aeración prolongada como las zanjias de oxidación por otro lado, se provee un θ_c suficientemente alto para favorecer nitrificación bajo todas las condiciones climáticas. Siendo su eficiencia alta, se provee suficiente capacidad de tanque para nitrificación completa. Por consiguiente para este caso los requisitos totales de oxígeno son :

$$\frac{\text{MO}_2}{\text{día}} = a' \cdot \frac{\Delta \text{MS}}{\text{día}} + b' \cdot \text{MXv} + 4.33 \frac{\text{MNKT}}{\text{día}} \quad (3.96)$$

MNKT = masa de nitrógeno KJELDAHL total por día

Suficiente información se ha previsto para dar criterio al lector de los requisitos de oxígeno para nitrificación. La fórmula anterior sobreestima realmente los requisitos totales de oxígeno pues una parte del nitrógeno disponible para nitrificación se pierde con el lodo de exceso. Esto se desprecia para estar en el lado de la seguridad.

Basándose en la ecuación (3.92) los requisitos de oxígeno para una remoción de DBO dada son dependientes de la cantidad de lodo en aeración y por consiguiente del factor de carga (U) o relación de ali

mento (kg DBO/día) a microorganismos (kg SSVTA en aeración). La definición y formulación de U ha sido presentada antes.

$$\text{kg } \frac{\text{DBO removidos}}{\text{día}} = \text{kg } \frac{\text{Sr}}{\text{día}} = (\% \text{ Sr}) \cdot \text{kg } \frac{\text{Sa}}{\text{día}}$$

substituyendo en la ecuación (3.92)

$$\frac{\text{kg O}_2}{\text{kg Sr}} = a' + \frac{b'}{(\% \text{ Sr}) \frac{\text{kg Sa/día}}{\text{kg SSTA}}} = a' + \frac{b'}{(\% \text{ Sr}) U}$$

$$\frac{\text{kg O}_2}{\text{kg Sr}} = a' + \frac{b'}{(\% \text{ Sr}) \cdot U} \quad (3.97)$$

La ecuación anterior relaciona los requisitos globales de oxígeno con el producto de la eficiencia de remoción y el factor de carga U. Esta relación es válida matemáticamente hasta un valor máximo de consumo de oxígeno unitario teórico. Este máximo consumo teórico es alcanzado al nivel de carga al cual el lodo producido por metabolismo de la DBO (respiración endógena) es oxidado completamente. En la práctica este límite nunca es alcanzado.

A continuación se presentan datos de experiencias recogidas los cuales han sido ensamblados para tabularse de acuerdo a la ecuación 3.97 y que sirven para determinar los coeficientes a' y b' de datos experimentales, el valor de b' ha sido determinado como 0.1.

(8) Tasa de asimilación de oxígeno

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

$$b' = 0.1 \frac{\text{mg O}_2}{\text{mg lodo} \cdot \text{día}} \quad (3.98)$$

por definición

$$K_r = \frac{\text{mg } O_2}{\text{h} \cdot \text{g lodo}} \quad (3.99)$$

y luego :

$$K_r (\text{endógeno}) = 0.1 \frac{(\text{mg } O_2)}{\text{mg lodo} \cdot \text{día}} \times 1000 \frac{\text{mg}}{\text{g}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} \quad (3.100)$$

$$K_r (\text{endógeno}) = 4.2 \frac{(\text{mg } O_2)}{\text{g} \cdot \text{h}} \quad (3.101)$$

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

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

CUADRO 3.6

CALCULO DE TASAS DE ASIMILACION DE OXIGENO

Proceso de lodo activado	Requisitos de oxígeno $\frac{\text{kg } O_2}{\text{kg DBO Rem}}$	% remoción de Sr	kg DBO $\frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$	$\frac{\text{mg } O_2}{\text{h} \cdot \text{l}}$
Convencional				
nitrificación parcial	0.7 - 0.8	90	0.50	13 - 15
nitrificación completa	1.2 - 1.5	92	0.50	23 - 29
Aeración extendida con nitrificación completa	1.2 - 1.8	95	0.20	10.- 15

La tasa de asimilación de oxígeno no es realmente constante para el proceso de lodos activados con flujo a pistón, por cuanto existe una rápida asimilación en la parte inicial del aerador y luego disminuye paulatinamente con un valor asintótico al valor de la tasa de respiración endógena.

(9) Producción de lodo

La porción de la DBO removida en el proceso de lodos activados es convertida a nueva biomasa vía síntesis. Los requisitos metabólicos de oxígeno discutidos previamente proveen la energía para esta conversión. Adicionalmente una parte del lodo activado es reducido por autooxidación continua o respiración endógena. La producción neta de lodo es por consiguiente dependiente de un balance entre síntesis y respiración endógena. Esta dependencia puede expresarse matemáticamente en la siguiente forma⁸ :

$$\frac{\text{kg SSV producidos}}{\text{día}} = a (\text{Sr}) - b (\text{kg SSVTA}) \quad (3.102)$$

a = coeficiente de producción unitaria vía síntesis,

$$\frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DBO removida}}$$

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

.Para desechos domésticos se pueden usar los siguientes valores

a = 0.55 kg SSV/kg DBO removidos

b = 0.07/días

Utilizando la metodología usada anteriormente para los requisitos de oxígeno se puede desarrollar una expresión que relaciona la cantidad neta de biomasa producida con la eficiencia y el factor de carga U. Este desarrollo se indica a continuación :

$$\frac{\text{kg Sr}}{\text{día}} = (\% \text{ Sr}) \cdot \frac{\text{kg Sa}}{\text{día}} \quad \text{sustituyendo arriba}$$

$$\frac{\text{kg } \Delta \text{SSV}}{\text{kg DBO rem}} = a - \frac{b}{(\% \text{ Sr})} \cdot \frac{\text{kg SSVTA}}{\text{kg } \frac{\text{Sa}}{\text{día}}}$$

$$\frac{\text{kg } \Delta \text{SSV}}{\text{kg Sr}} = a - \frac{b}{(\% \text{ Sr}) U} \quad (3.103)$$

Esta relación permite el cálculo de las condiciones requeridas para la no producción de lodo.

La metodología presentada para cálculo de sólidos volátiles producidos supone como posible la medición de biomasa producida vía síntesis y la biomasa destruida por respiración endógena. La aplicación práctica de estos conceptos ha sido cuestionada sobre todo para procesos de alta edad de lodo en los cuales la densidad de biomasa y el volumen del tanque de aeración son usualmente elevados. Si en la ecuación 3.102 se agranda el volumen del tanque de aeración y/o la densidad de biomasa, habrá un momento en el que la destrucción de sólidos volátiles será mayor que la producción, lo cual no es posible ni razonable de aceptar. Esta metodología adolece entonces de errores en las suposiciones básicas.

(10) Requisitos de energía

Estos se calculan en forma racional, de acuerdo con el tipo de proceso, la configuración del tanque de aeración y el mecanismo de aeración. Lo más conveniente es mantener los requisitos de energía para mezcla por debajo de los requisitos de energía para oxigenación. Los parámetros que se mencionan a continuación son de utilidad para dimensionamiento preliminar :

- i) energía para volumen de aire comprimido

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

CUADRO 3.7

ENERGIA PARA VOLUMEN DE AIRE

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

ii) requisitos de energía por kilogramo de DBO removido

Este parámetro es de uso práctico para sistemas con difusión de aire comprimido y aeración mecánica.

11) Carga orgánica por unidad de biomasa por unidad de tiempo de aeración (C3)

Este parámetro fue muy utilizado con propósitos de diseño y está

tendiendo al d suso. Se discute aquí con propósitos de presentar in formación., La bondad de este parámetro puede proyectarse hacia el - aspecto de control del proceso puesto que envuelve varios factores - como carga orgánica, densidad de lodo y período de detención.

Es un buen parámetro para estimar la eficiencia esperada del proceso.

Este parámetro resulta de la división de la carga orgánica del - afluente (kg DBO/día) entre el producto de la masa de sólidos en sus - pensión totales en el tanque de aeración (MX) por el tiempo de aera- ción teórico (TA).

La siguiente formulación de C_3 es resultado de substitución de - símbolos en su definición :

$$C_3 = \frac{S_a \times 24,000}{SSTA \times TR^2} \quad (3.104)$$

$$C_3 = \frac{S_a \times 24,000}{SSTA [(1 + R) TRa]^2} \quad (3.105)$$

(12) Carga orgánica por unidad de lodo recirculado (C_4)

Este es el parámetro menos usado con propósitos de dimensionamien- to y control. Se lo presenta únicamente porque existen algunas for- mulaciones que lo incluyen. Es la relación de la carga orgánica - (Kg DBO/día) dividida entre la carga de sólidos en suspensión recir- culados por día (Kg SSr/día).

Las siguientes expresiones resultan del reemplazo de símbolos en la definición :

$$C_4 = \frac{S_a}{R \cdot SSr} \quad (3.106)$$

si se reemplaza la ecuación (3.72) en la (3.106) se obtiene :

$$C_4 = \frac{S_a}{(1 + R) SSTA} \quad (3.107)$$

(13) Indice de volumen del lodo (IVL)

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

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

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

De acuerdo a la primera definición podemos escribir :

$$IVL = \frac{\text{Volumen, ml}}{\text{g de sólidos}} ; \frac{1}{IVL} = \frac{\text{g}}{\text{ml}} = 10^6 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

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

$$Q \cdot S S a + Q \cdot R \frac{10^6}{IVL} = Q (1 + R) \cdot SSTA$$

$$SSTA = \frac{R \times 10^6}{(1 + R) IVL} \quad (3.108)$$

$$R = \frac{SSTA}{\frac{10^6}{IVL} - SSTA} \quad (3.109)$$

Las dos ecuaciones anteriores relacionan de una forma aproximada el IVL a SSTA y la recirculación necesaria.

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

$$IVL = \frac{\% \text{ sólidos sedimentados}}{SSTA, \%} \quad (3.110)$$

$$IVL = \frac{A \times 10,000}{B} \quad (3.111)$$

A = % sólidos sedimentados en 30 min.

B = SSTA, mg/l

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

CUADRO 3.8

CARACTERIZACION DEL LODO EN FUNCION DEL IVL

CARACTERISTICAS DEL LODO	IVL
Excelente calidad de sedimentación	< 50
Buena calidad de sedimentación	50 - 100
Razonable calidad de sedimentación	100 - 150
Mala calidad de sedimentación (Zona de Abultamiento)	> 150

En el siguiente cuadro se presentan valores de R para varias condiciones de IVL y tipos de procesos.

CUADRO 3.9

VALORES DE R e IVL PARA DOS PROCESOS

PROCESO	SSTA DESEADO mg/l	SS _r mg/l	VALOR DE R PARA IVL	
			50	100
Convencional	2000 - 2500	8000 - 12000	0.11 - 0.14	0.25 - 0.5
Aeración prolongada	4000 - 5000	8000 - 12000	0.25 - 0.30	0.50 - 1.0

Datos experimentales de Eckenfelder, Ford, Logan y Budd⁹, son presentados en la figura 3.25. En la figura 3.25 se observa que los valores mínimos del IVL corresponden al intervalo de carga de proceso convencional de lodos activados en donde el licor mezclado está en la zona de organismos floculados. Valores más altos del IVL pueden esperarse para cargas mayores como es el caso del proceso de aeración modificado en donde se obtiene un licor en la zona de crecimiento disperso con una mayor oportunidad de formación de crecimiento filamentososo o abultamiento (Bulking) debido a una mayor producción de lodo por síntesis. Del mismo modo se pueden obtener valores más altos del IVL hacia el área de aeración extendida y zona de floculo disperso.

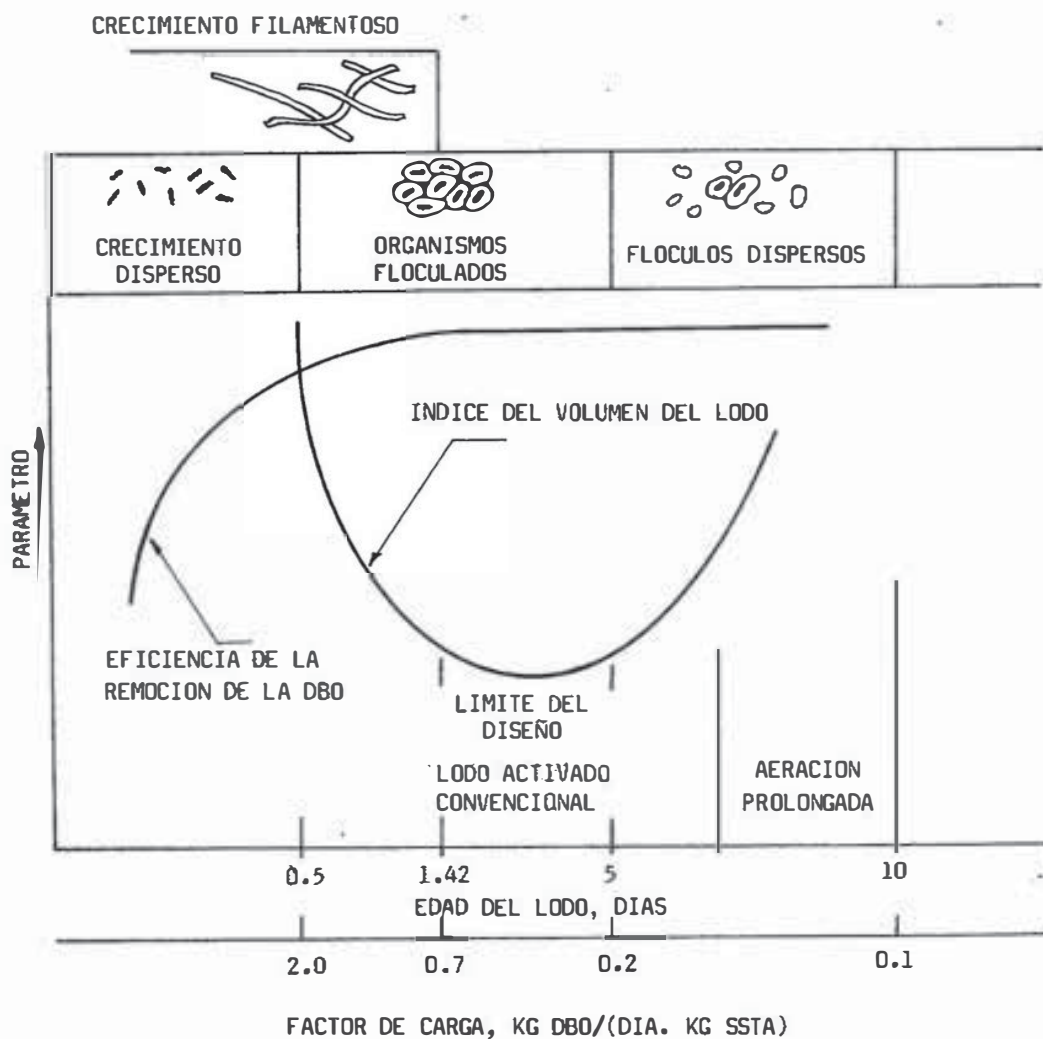


FIGURA 3.25 CARACTERISTICAS DEL FLOCULO EN PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS

(14) Indice de densidad de lodo (IDL)

Este parámetro está definido como

$$IDL = \frac{100}{IVL} \quad (3.112)$$

Su uso es muy reducido en control del proceso de lodos activados y una discusión muy limitada se incluye aquí únicamente con propósitos de información.

C. ACLIMATACION DE LODOS BIOLÓGICOS⁹

La actividad química de un microorganismo depende de las enzimas que él posee y de la clase de sustancias a las cuales su membrana celular es fácilmente permeable. Las enzimas que un organismo es capaz de sintetizar revelan sus requerimientos nutricionales. Las enzimas constitutivas son aquellas que siempre están presentes en cantidades fisiológicas suficientes sin importar bajo qué condiciones crecen, -- otras enzimas parece que se forman solamente cuando se necesitan y no estarán presentes en el sistema, a menos que se disponga del sustrato específico.

Muchos microorganismos pueden utilizar un amplio rango de compuestos orgánicos como nutrientes y fuentes de energía, pero solamente -- forman los sistemas enzimáticos necesarios cuando tales compuestos es tán presentes en su organismo y en consecuencia los compuestos desapa recen y aparece en cambio, el sistema enzimático. A este sistema enzimático lo llamaremos "Inducible" y a los compuestos que activan su formación "Inductores".

La velocidad de crecimiento del sistema enzimático inducible, en presencia de un inductor es uniforme en un cultivo de microorganismos puro y es proporcional a la velocidad de crecimiento después de un -- corto período de reposo.

En cultivos heterogéneos mezclados, como los que se encuentran en procesos de tratamiento de aguas residuales, es posible que sólo algu nos pocos de los muchos microorganismos presentes tengan la capacidad

genética de ser inducidos y no existe proporcionalidad con la velocidad de crecimiento. En consecuencia el desarrollo de suficiente capacidad enzimática para reducir los niveles de nuevo sustrato puede durar varios días. Este período de tiempo al cual nos referimos es el tiempo necesario para la inducción de sistemas enzimáticos en el período de aclimatación.

La cantidad de enzimas inducibles en microorganismos, puede ser reducida drásticamente por un proceso llamado "Represión" en el cual la síntesis enzimática cesa por adición de un compuesto represor; por ejemplo, el sulfito que reprisa la síntesis enzimática necesaria para la desulfonación de los alquil-benceno-sulfonato (detergentes).

Ciertos compuestos orgánicos como los plásticos por ejemplo, son no biodegradables y los microorganismos no pueden sintetizar sistemas enzimáticos capaces de descomponerlos, en este caso un cultivo de microorganismos no puede ser aclimatado al agua residual.

Las sustancias tóxicas si están presentes en suficiente cantidad, generalmente interfieren a nivel molecular, por inhibición de ciertos pasos de la oxidación biológica produciendo la muerte de los organismos. En el caso de compuestos tóxicos no biodegradables, el tratamiento por métodos biológicos no es una solución práctica pero realmente algunos de estos compuestos tóxicos, se dejan pasar a través de un proceso normal de tratamiento biológico, mezclados con otros desechos, a concentraciones tales que no interfieran con la operación normal de la planta. Otros compuestos que a altas concentraciones presentan efectos tóxicos para el metabolismo biológico, a bajas concentraciones inducen sistemas enzimáticos para su biodegradación.

En el proceso de aclimatación de un lodo a un agua residual específica, es necesario determinar la máxima concentración a la cual es posible tratar el agua residual ya sea sola o mezclada con otros desechos.

Como la inducción de los sistemas enzimáticos puede demorarse varios días, es necesario agregar gradualmente, el agua residual no aclimatado a la nueva agua residual ya aclimatada.

La aclimatación de lodos puede empezarse en sistemas de flujo continuo o en tandas (batch). Es preferible el sistema de flujo continuo, pero cuando esto no es posible por falta de equipo, un estudio de aclimatación por tandas puede dar datos satisfactorios.

El progreso de la aclimatación de lodos, se controla determinando la eficiencia del proceso, lo cual puede hacerse de dos formas : primero midiendo la actividad metabólica del cultivo o sea la velocidad de captación de oxígeno y segundo midiendo la eficiencia de remoción del sustrato (DBO, DQO, COT, etc.).

Se asume que la aclimatación se ha completado, cuando alguno de estos parámetros es constante. Figura N° 3.26

El efecto inhibitorio o tóxico en un proceso de aclimatación de lodos puede notarse por una disminución en la eficiencia del proceso de tratamiento después que el desecho ha alcanzado una concentración dada del tóxico. Figura N° 3.27.

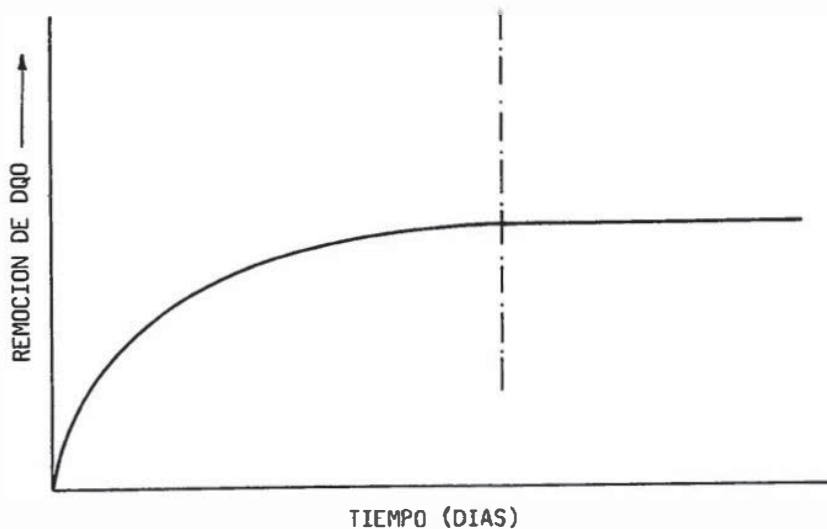


FIGURA 3.26 VELOCIDAD DE CAPTACION DE OXIGENO O REMOCION DE SUBSTRATO COMO FUNCION DEL TIEMPO DE ACLIMATACION DE UN LODO BIOLOGICO

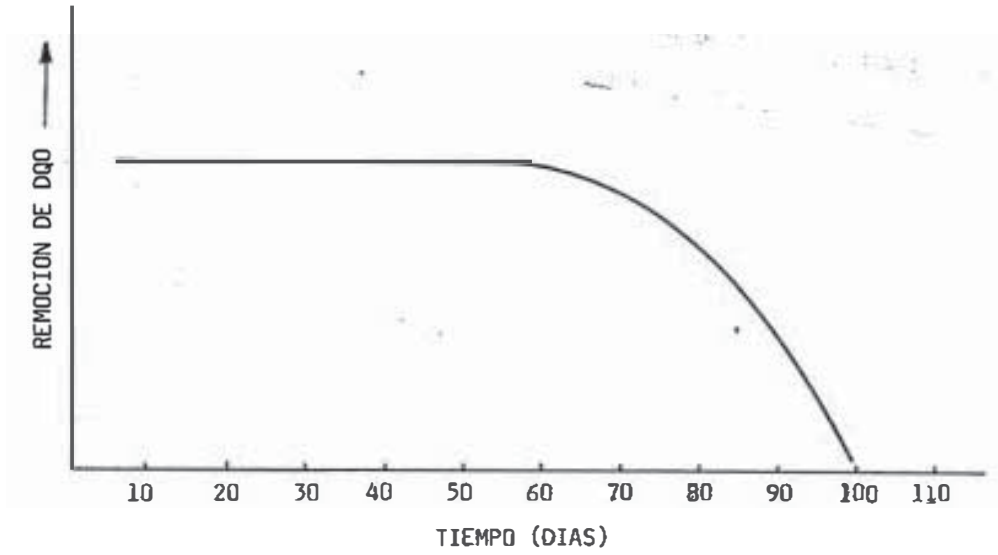


FIGURA 3.27 EFECTO DEL INCREMENTO DE CONCENTRACION DE UN DESECHO PARCIALMENTE TOXICO, MEZCLADO CON UN DESECHO BIODEGRADABLE NO TOXICO

CAPITULO IV
MODELO EXPERIMENTAL

IV MODELO EXPERIMENTAL

A. EQUIPAMIENTO

1. Sistema de Sedimentación

a. Descripción del Modelo

El sistema empleado se presenta con las dimensiones básicas en la figura 4.1 y su respectivo esquema isométrico en la figura 4.2.

Se utilizó un tubo de acrílico transparente de 2.60 m. de longitud, 140 mm (5 1/2") de diámetro interno y 150 mm (6") de diámetro externo, con cuatro orificios de 13 mm (1/2") dispuestos en línea recta a intervalos de 0.60 m. de distancia a lo largo de la columna, para muestreos simultáneos en diferentes tiempos.

Los orificios de muestreo se acondicionaron con niples de acrílico transparente de 13 mm (1/2") d_e y 6.4 mm (1/4") d_i y 4 cm. de longitud.

Para la alimentación del desagüe crudo a la columna se dispuso de un tanque de carga de 208 lt (55 gl.) de capacidad, conectado a través de una tubería de 25.4 mm (1") de diámetro dotado de sus respectivas válvulas de control.

Para facilidades de limpieza del sistema luego de cada ensayo, se aprovechó el reservorio de agua existente que abastece al edificio - contiguo de las instalaciones del Laboratorio tal como se muestra en la fig. 4.2

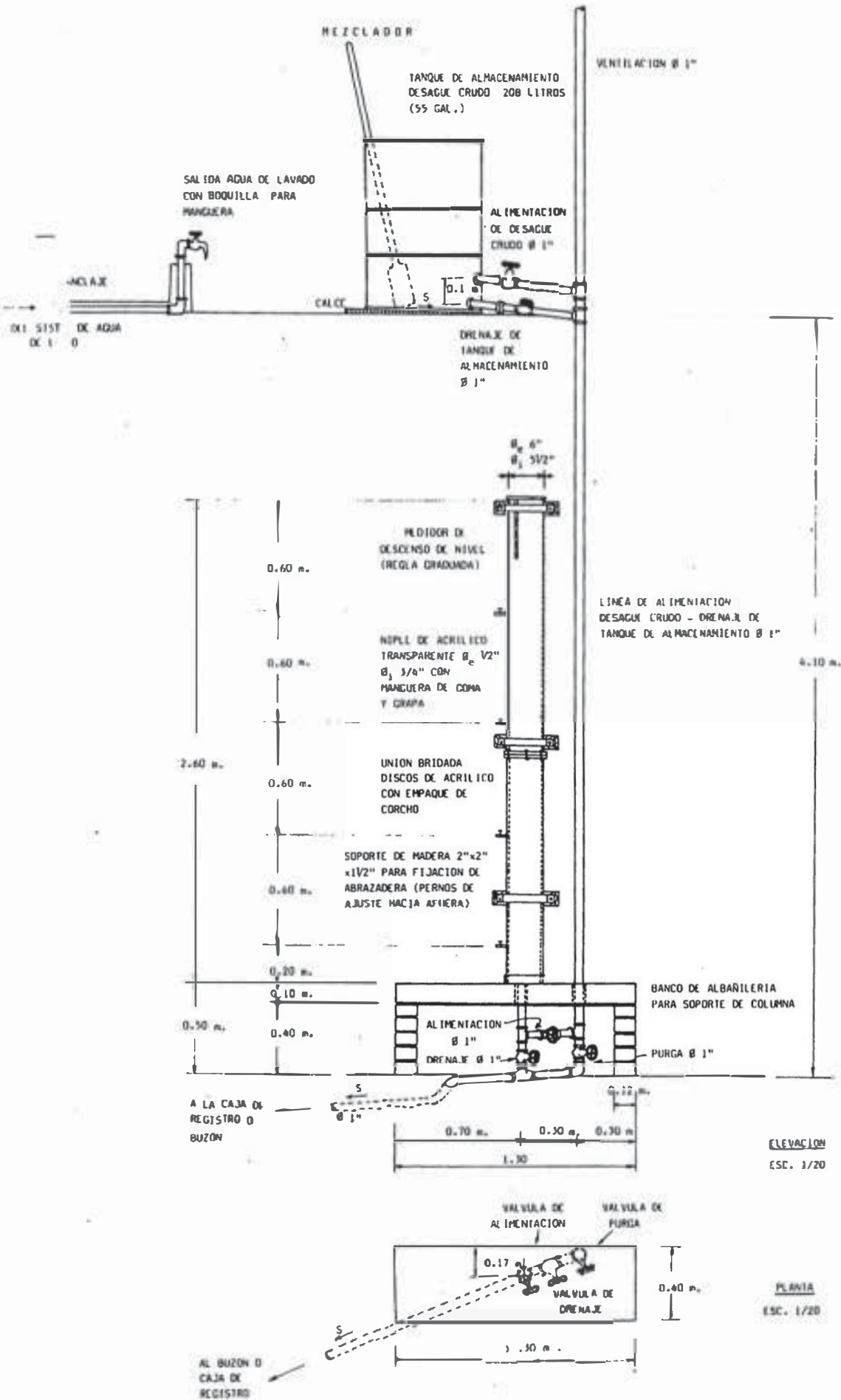


FIGURA Nº 4.1 SISTEMA DE SEDIMENTACION

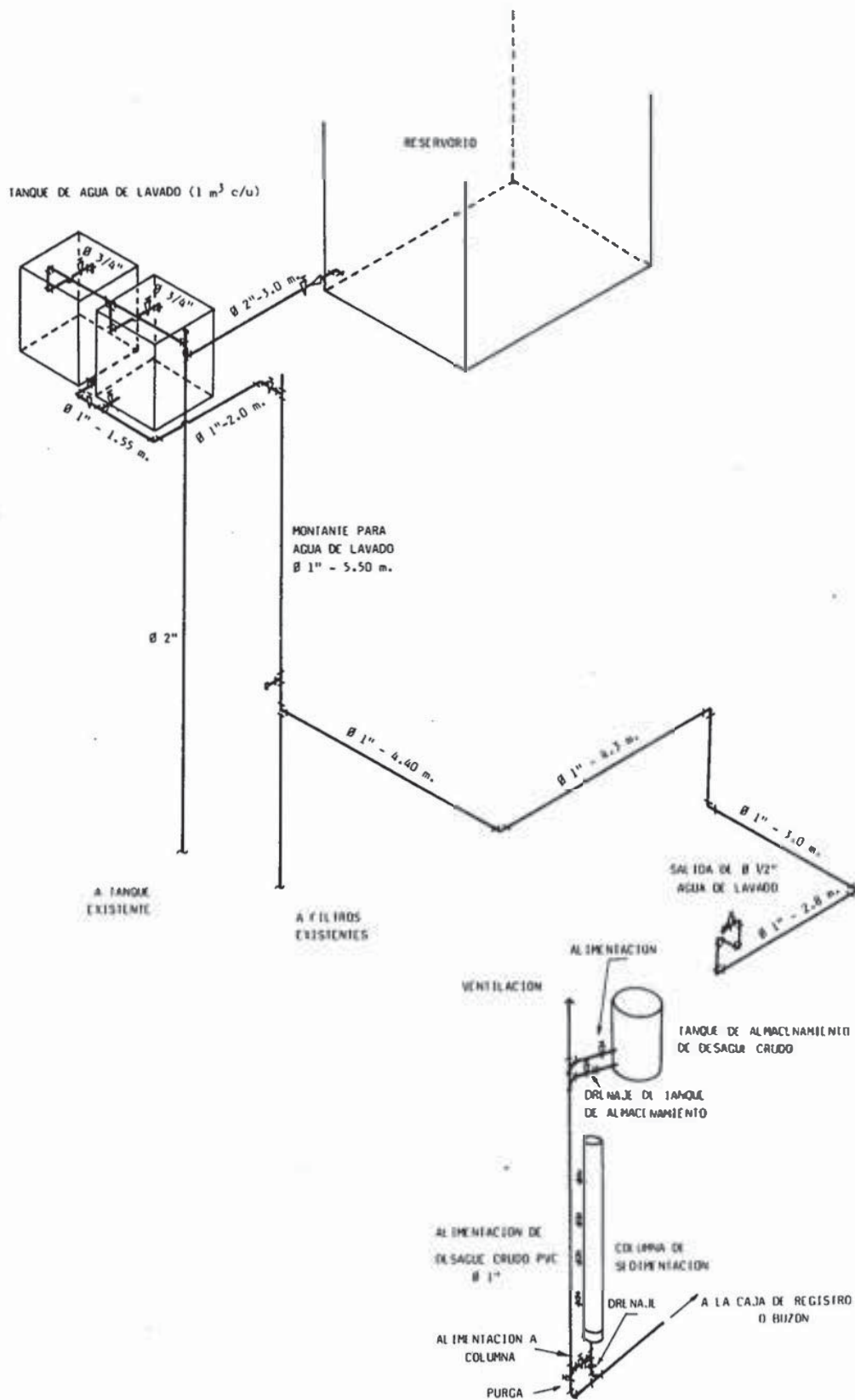


FIGURA Nº 4.2 ESQUEMA ISOMETRICO DEL SISTEMA DE SEDIMENTACION

b. Lista de Partes del Sistema

DESCRIPCION	FUNCION	PROC EDEN CIA
1 <u>Columna de Sedimentación</u>		
- Tubo de acrílico transparente di = 5 1/2", de = 6", L = 1.3m (2u)	Columna de Sedimenta ción.	Laboratorio N 20 UN I
- Anillo de acrílico transparente espesor: 1/2", de = 10", di = 5 1/2" (2u)	Unión de tubos ante- riores.	Laboratorio N 20 UN I
- Empaque de corcho (puede usarse jebe, caucho) de = 10", di = 5 1/2" (4u)	Evitar filtraciones	Laboratorio N 20 UN I
- Pernos de Ø 1/4", L = 2" (6u)	Unión brida anillos de acrílico.	Ferretería
- Tapón de plástico PVC Ø 6", con ros- ca interna, orificio de Ø 1" en el centro (1u)	Base de la columna	Laboratorio N 20 UNI
- Abrazadora de fierro, protegida con pintura anticorrosiva (3u)	Fijación de columna	Laboratorio N 20 UNI
- Madera de 2" x 2" x 1 1/2" (3u)	Soporte de Abrazade- ras	Préstamo Taller de Carpintería UNI
- Pernos de Ø 1/4", L = 3" (6u)	Soporte de Abrazade- ras.	Ferretería
- Niple de acrílico transparente Øe = 1/2", Øi = 1/4" x 4cm (4u)	Muestreo	CEPIS
- Manguera de látex 1/2" x 10 cm (4u)	Muestreo	Laboratorio N 20 UN I
- Grapa (pinzas Mohr, Hoffman) (4u)	Interruptor de flujo	Laboratorio N 20 UN I
- Regla graduada de plástico L = 20 cm (1u)	Medición de descenso de nivel.	Librería
.2 <u>Sistema de Alimentación</u>		
- Cilindro de fierro de 208 lt (55 gal) sin cubierta con protección interior anticorrosiva.	Almacenamiento de de- sagüe crudo.	Laboratorio N 20 UN I

b. Lista de Partes del Sistema (continuación)

DESCRIPCION	FUNCION	PROC EDENCIA
- Ladrillo pastelero (2u) (puede usarse madera, concreto, piedra)	Calce del cilindro de Almacenamiento, pendiente de fondo.	Material del Lugar.
- Escoba en desuso (1u)	Mezclador desagüe crudo en almacenamiento.	Material del Lugar.
- Niple de fogdo Ø 1" x 1m (1u)	Salida de desagüe crudo para alimentación de columna.	Préstamo Dirección de Equipamiento - UNI
- Válvula de compuerta de bronce (1u) Ø 1"	Salida de desagüe crudo para alimentación de columna.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Unión Universal de fogdo Ø 1" (1u)	Salida de desagüe crudo para alimentación de columna.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Tee de fogdo Ø 1" (1u)	Salida de desagüe crudo para alimentación	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Niple de fogdo 1" x 1m (1u)	Drenaje, cilindro de almacenamiento, desagüe crudo.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Válvula de compuerta de bronce (1u) Ø 1"	Drenaje, cilindro de almacenamiento, desagüe crudo.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Unión Universal de fogdo Ø 1" (1u)	Drenaje, cilindro de almacenamiento, desagüe crudo.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Tee de fogdo Ø 1" (1u)	Drenaje, cilindro de almacenamiento, desagüe crudo.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Tubería PVC Ø 1", L= 6m	Alimentación y drenaje desagüe crudo.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Válvula de compuerta de bronce x 1" (3u)	Alimentación, purga y drenaje.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Niple de fogdo Ø 1", Longitudes varias	Alimentación, purga y drenaje.	Préstamo Direc. Equip. - UNI

b. Lista de Partes del Sistema

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
- Tubería PVC Ø 1", L= 2m	Disposición final, - efluente del sistema	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Banco de albañilería (1u) <ul style="list-style-type: none"> . Losa de concreto armado de 1.3 x 0.4 x 0.1 m . Muro de soporte, de albañilería de 0.4 x 0.1 x 0.4 m 	Soporte de columna	Préstamo Direc. Equip. - UNI
.3 <u>Sistema de Lavado</u>		
- Reservorio elevado de agua	Fuente de agua de la- vado.	Existente
- Tanque de agua de A-C V= 1m ³ (2u)	Almacenamiento de agua de lavado.	Existente
- Tubería de fogdo Ø 2", L= 3m	Conducción Reservorio- Tanque de almacenamien to.	Existente
- Tubería de fogdo Ø 3/4", L= 5.5 m	Conducción Reservorio- tanque de almacenamien to.	Existente
- Válvula de compuerta de bronce Ø 3/4" (2u)	Control de conducción Reservorio-tanque de almacenamiento.	Existente
- Tubería de fogdo Ø 1", L= 3.55 m	Conducción de agua de lavado.	Existente
- Tubería de PVC Ø 1", L= 5.5 m	Conducción de agua de lavado.	Existente
- Válvula de compuerta de bronce Ø 1" (3u)	Control de conducción de agua de lavado.	Existente
- Tubería PVC Ø 1", L= 17.5 m	Conducción de agua de lavado.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
- Llave de salida, de bronce Ø 1/2" con boquilla para manguera	Conducción de agua de lavado.	Ferretería

b. Lista de Partes del Sistema

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
Manguera de jefe \varnothing 1/2", L= 5m	Conducción de agua de lavado.	Laboratorio Nº 20 UNI
Tubería PVC \varnothing 3/8" L= 1.5 m	Boquilla para manguera	Préstamo Direc. Equip. - UNI
Anclaje tubería de alimentación agua de lavado.	Protección tubería de alimentación agua de lavado.	Préstamo Direc. Equip. - UNI
Fluorescente L= 1.2 m, 40 watt	Iluminación zona de -- trabajo	Préstamo Direc. Equip. - UNI

2. Sistema de Aeración Extendida

a. Descripción del Modelo

El objetivo de usar un modelo es reproducir en el Laboratorio lo más fielmente posible los fenómenos envueltos en el proceso. En el caso del tratamiento biológico, el modelo representa una porción del prototipo y generalmente se desprecian los efectos de escala.

Un esquema general del sistema empleado se presenta en la fig. - Nº 4.3

Fueron operados en paralelo cuatro sistemas de lodos activados de flujo continuo. Se utilizó una unidad con cuatro tanques de aeración y cuatro tanques de sedimentación de 10.5 lt y 4.5 lt de volumen útil cada uno, respectivamente, fabricado en acrílico transparente, tal como se muestra en las figuras 4.4, 4.5, 4.6 y 4.7.

El sistema de alimentación consta de un almacenamiento (R1) para

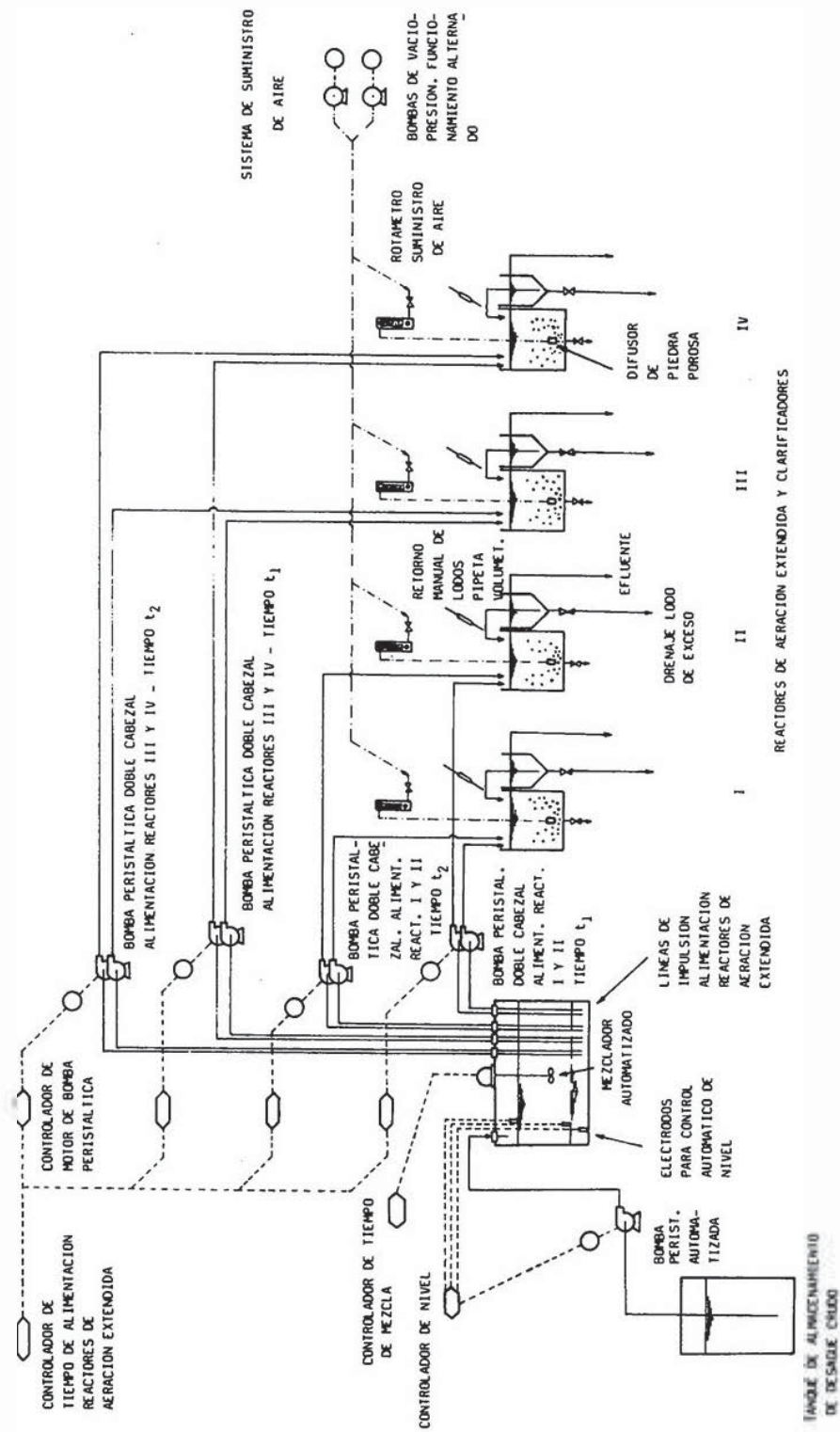


FIGURA N° 4.3 ESQUEMA GENERAL DEL MODELO DE LODOS ACTIVADOS

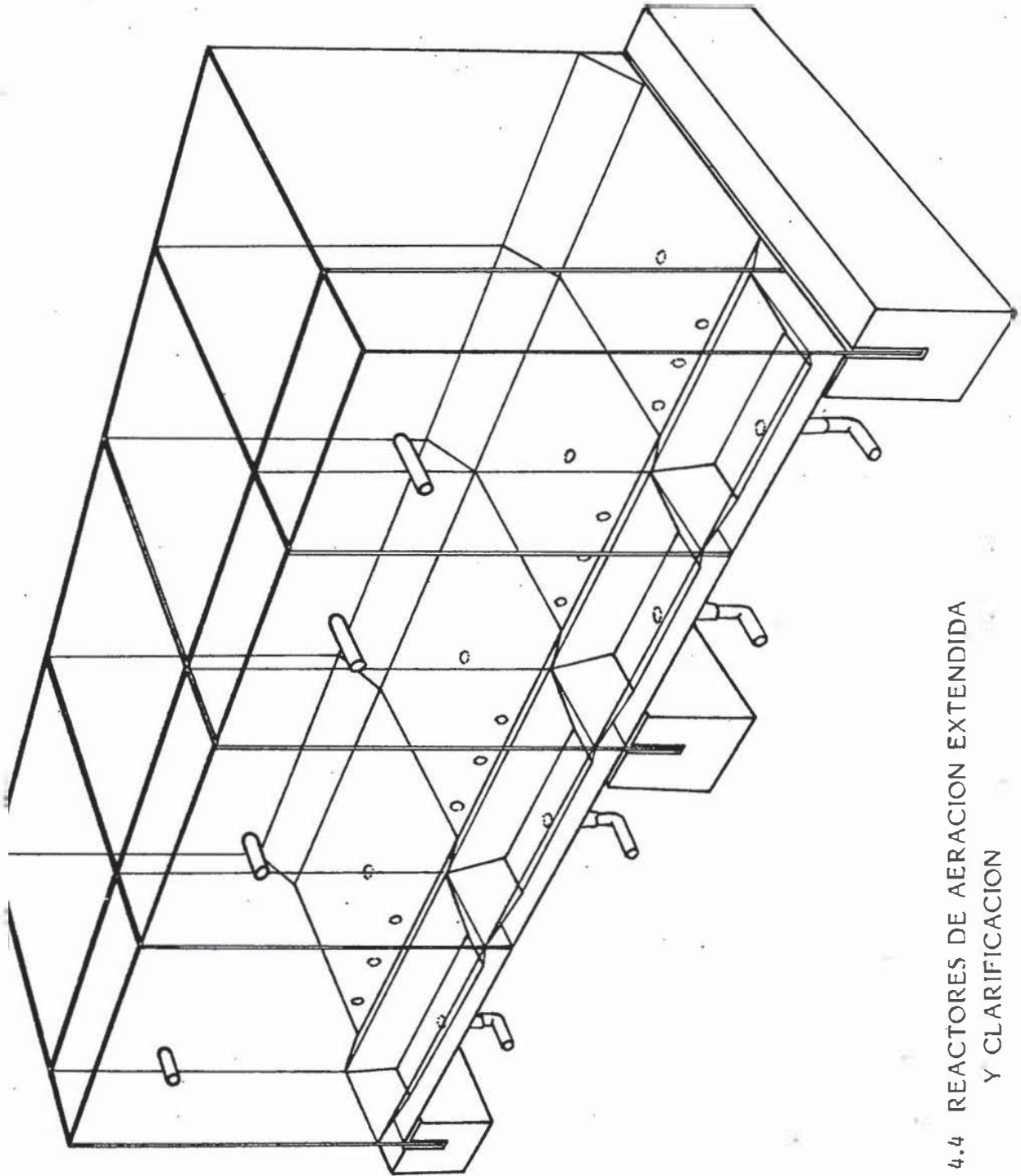


FIGURA Nº 4.4 REACTORES DE AERACION EXTENDIDA Y CLARIFICACION

FIGURA Nº 4.3 PLANO GENERAL-RECTORES DE AERACION EXTENDIDA Y CLARIFICACION

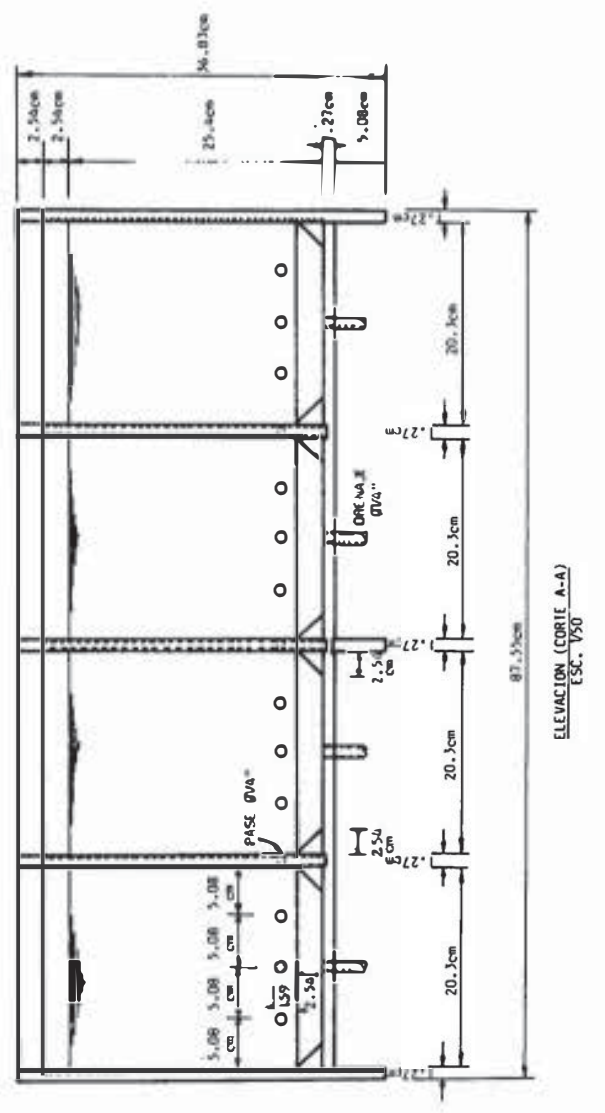
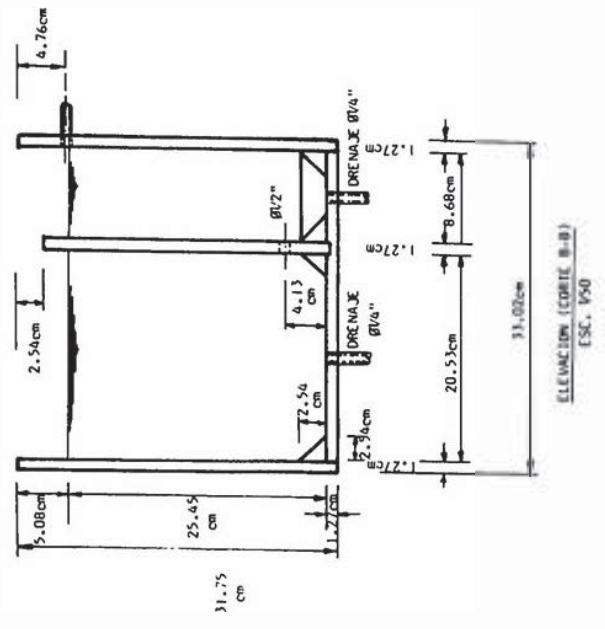
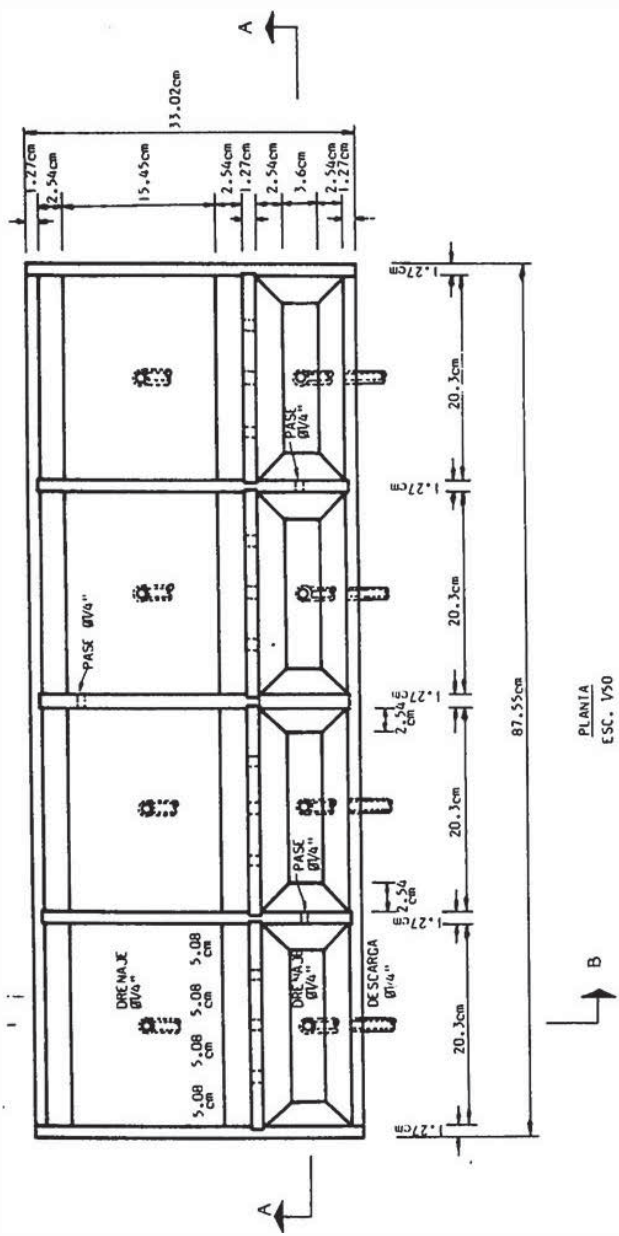


FIGURA N° 4.7 SISTEMA DE SOPORTE, DRENAJE Y AFLUENTE.
 REACTORES DE AERACION EXTENDIDA Y CLARIFICACION

ESC. 1/50

EFLUENTE



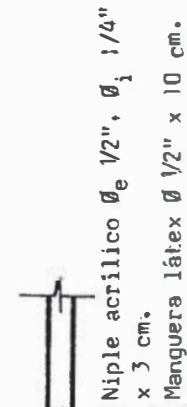
Niple acrílico $\varnothing_e 1/2"$, $\varnothing_i 1/4"$ x 3 cm.



Codo vidrio $\varnothing 1/2"$ x 90°



DRENAJE DE REACTORES
 AERACION Y CLARIFICACION

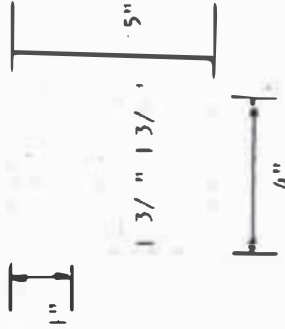


6 cm.

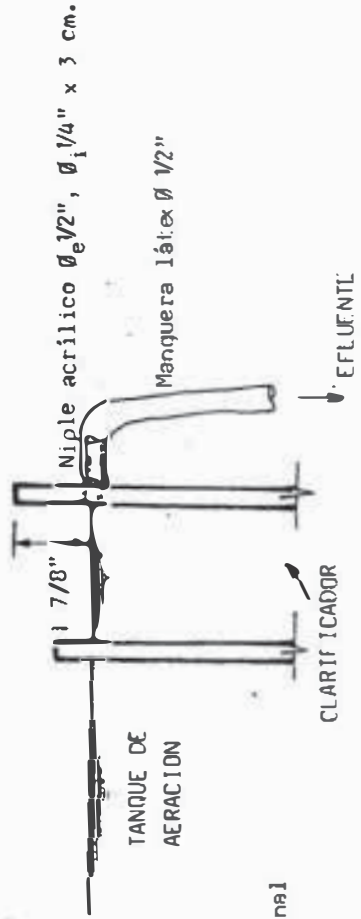
Manguera látex $\varnothing 1/2"$

A la descarga final

CORIE C - C



CALCE DE MADERA 4"x5"x13"
 PARA SOPORTE DE REACTORES



CORIE D - D

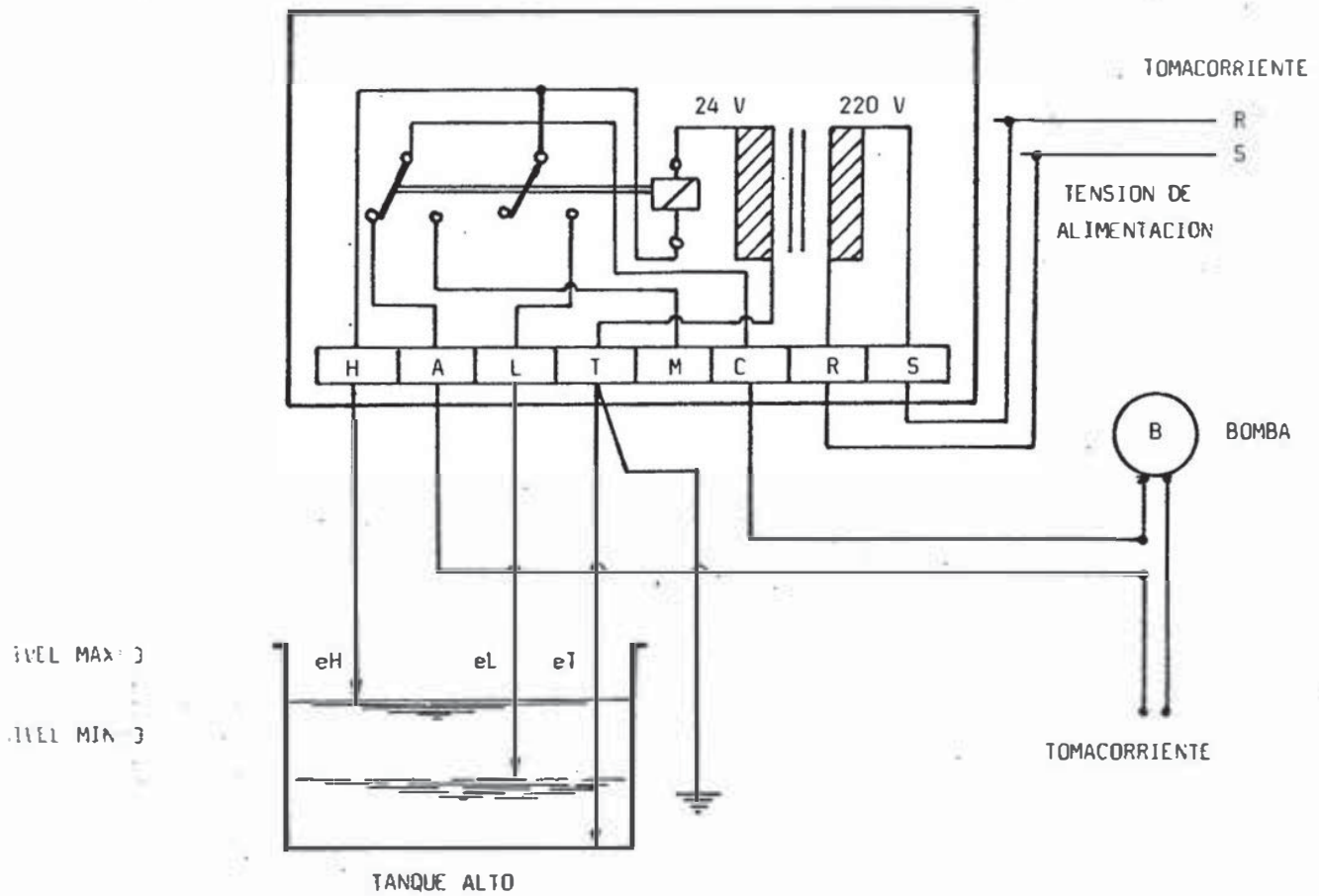
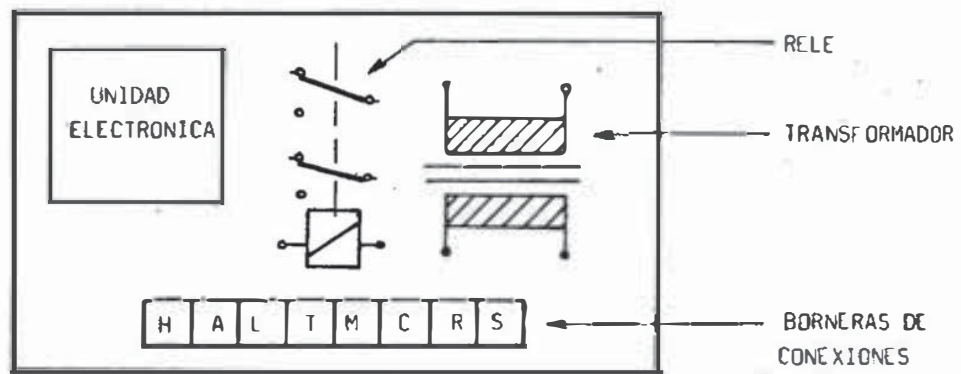


FIGURA Nº 4.8 UNIDAD DE CONTROL DE NIVEL

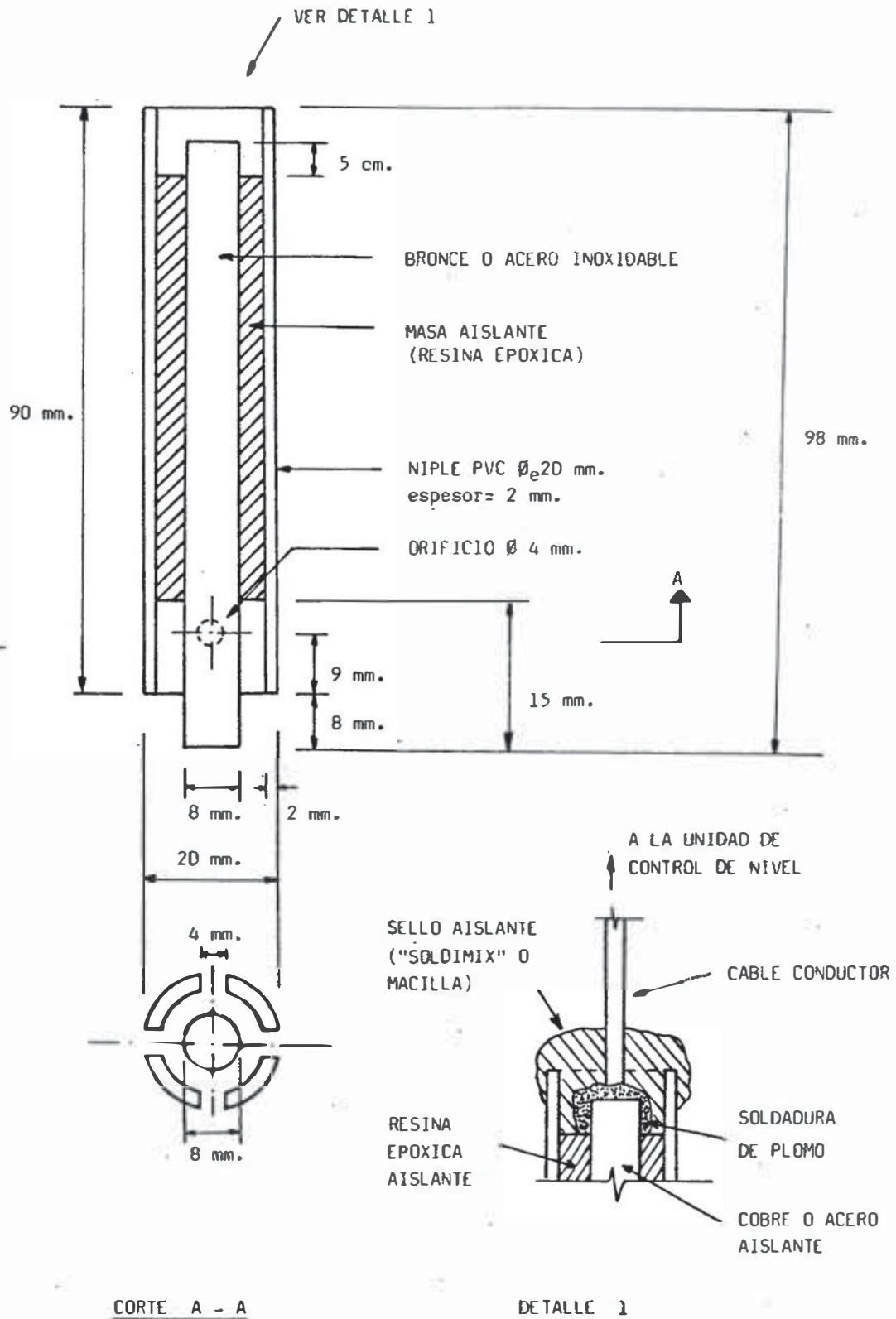
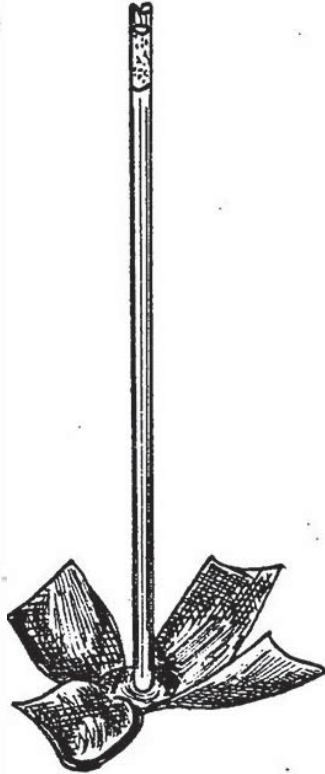
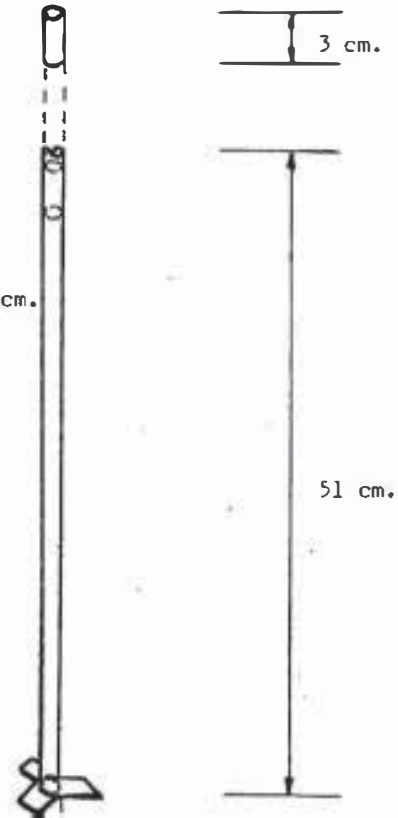


FIGURA Nº 4.9 ELECTRODO PARA EL CONTROL DE NIVEL

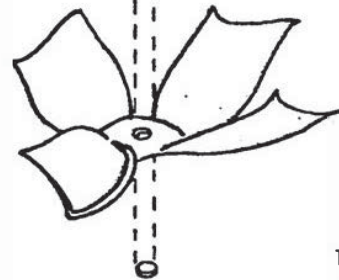
TAPON DE JEBE Ø 1.25 cm. PARA
ADAPTAR PALETA A CABEZAL DE
MEZCLADOR CON TORNILLOS PRISIONERO



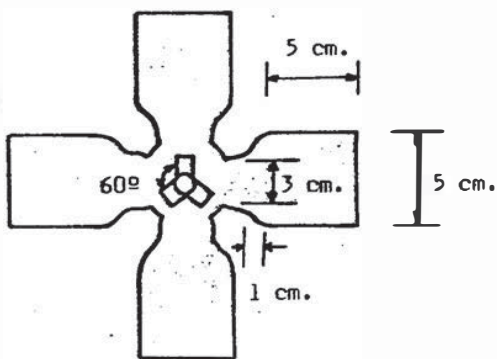
TUBERIA PVC Ø 1.27cm.
ESPESOR = 1 mm.



HELICE DE
PLASTICO
(VER DETALLE 1)



TAPA PLASTICA
Ø 1.25 cm.
ESPESOR = 2 mm.



DETALLE 1

DESARROLLO EN PLANTA DE HELICE

FIGURA Nº 4.10 ESQUEMA DE LA PALETA DEL MEZCLADOR

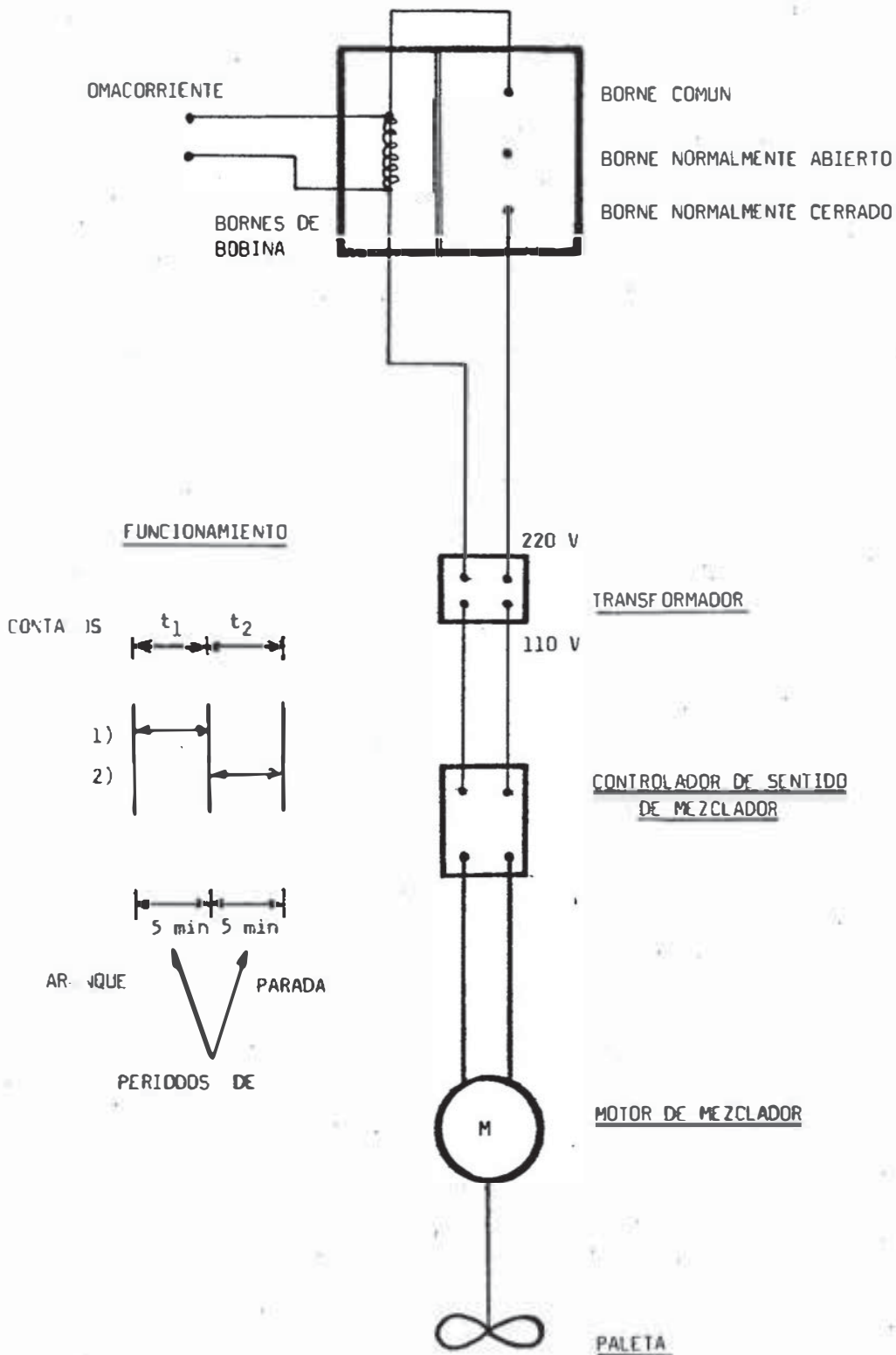


FIGURA Nº 4.11 INTERRUPTOR ELECTRICO CICLICO DE UN TIEMPO Y DOS CONTACTOS

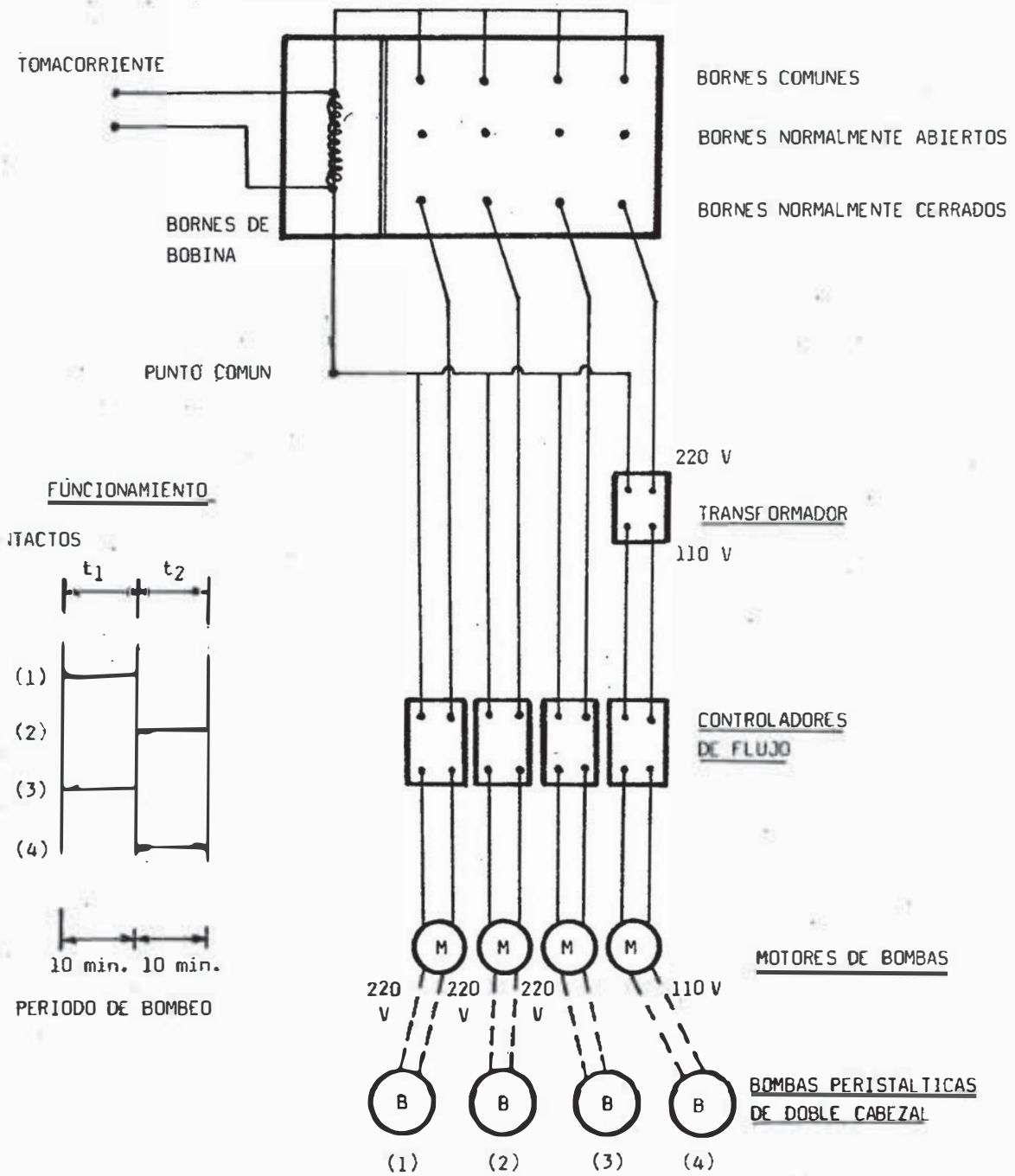


FIGURA Nº 4.12 INTERRUPTOR ELECTRICO CICLICO DE CUATRO TIEMPOS Y DOS CONTACTOS

la recepción de desagüe crudo y de éste es elevado a través de una -- bomba peristáltica a otro almacenamiento (R2) para mantener el nivel constante de entrada de desagüe crudo al reactor. (Ver figuras 4.3, 4.8 y 4.9). Para obtener un afluente homogéneo se hizo uso de un -- mezclador mecánico accionado por un motor eléctrico (Figuras 4.10 y 4.11).

A partir del tanque de almacenamiento con nivel constante y desa-- güe homogéneo, la alimentación a los reactores se hizo a través de -- bombas peristálticas como se puede observar en la fig. 4.12

La aeración y mezcla completa en el reactor fué obtenida por la inyección de aire comprimido a través de difusores (Fig. 4.3), con-- trolando el volumen de aire con rotámetros de modo que se mantenga -- entre 2 a 3 mg/lt de oxígeno disuelto en el licor mezclado.

b. Lista de Partes del Sistema

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
<u>Sistema de Alimentación</u>		
- Cilindro de fierro de 208 lt (55 gal.) sin cubierta, con protección antico-- rrosiva.	Recepción de desagüe crudo.	Laboratorio Mecá-- nica de Suelos - UNI
- Bomba peristáltica MANDOS TAT.. 220V	Elevación de desagüe a tanque de alimenta-- ción.	Laboratorio Nº 20 UNI
- Unidad de control de nivel . Fig.4.8	Mantener nivel cons-- tante en tanque de - alimentación.	ING. GRADO 5
- Electrodo para control de nivel (3u) Fig 4.8	Mantener nivel cons-- tante en tanque de - alimentación.	ING. GRADOS

b. Lista de Partes del Sistema (continuación)

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
Manguera de jébe de 1/2" x 2 m.	Conducción desagüe crudo de almacenamiento de recepción a tanque de alimentación.	Laboratorio Nº 20 UNI
Paleta de mezclador. Fig. 4.10	Homogenización de desagüe.	Tecnología Apropia- piada.
Motor de mezclador de paleta Gerald K. Heller Co. Tipo: GT60-10 Nº 800118074 Potencia: 1/20 HP 115V. 50/60 Hz Torque : 12 lb x pulg 360 RPM Ratio 10:1	Para accionar el mezclador.	CEPIS
Interruptor eléctrico cíclico de un tiempo y dos contactos. Fig. 4.11 Modelo CM-6 220V , 60 Hz	Funcionamiento cíclico del mezclador	CEPIS
Cilindro de fierro de 60 lt con cubierta perforada (6) y protección anticorrosiva.	Tanque de alimentación con nivel constante.	Laboratorio Farma- céutico ROCHE
Tapones de jébe Nº 8 con perforación de Ø 1/2" (5u)	Boquilla de soporte e ingreso de tubería a tanque de alimentación.	Laboratorio Nº 20 UNI
Tubería de PVC Ø 3/8" L= 0.6 m (8u)	Succión de desagüe de tanque de alimentación	Dir. Equipamien- to. UNI
Manguera de polietileno Ø 1/2" L _T = 21 m	Conducción de desagüe crudo de tanque con nivel constante a reactores de aeración.	Laboratorio Nº 20 UNI
Manguera de Tygon d _i = 3/8" L _T = 4 m	Usado en los cabezales de las bombas peristálticas.	CEPIS
Bomba peristáltica de doble cabezal (4u) Cole-Palmer Mod. WZIROSI 220V, DC/1.0 A, 3,200 RPM 20 NON DFT OIL EVERY 3	Alimentación desagüe crudo a reactores.	CEPIS

b. Lista de Partes del Sistema (continuación)

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
<p>Controladores de flujo (3u) 0.75 Amp. 220V. 50-60 Hz Slow-Blow Marca: Cole Palmer. Mod. Masterflex Solid State. Con : . Dispositivo de rotación en anversa y reversa.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Luz indicadora de prendido/apagado (on - off) • Perilla de control de velocidad 	<p>Control de velocidad de rotación en 3 bombas pe- ristálticas.</p>	<p>CEPIS</p>
<p>Controlador de flujo (1u) GKH. 5-20 Motor Controller 115V. 50-60 Hz CON : . Dispositivo de rotación en an- versa y reversa. • Luz indicadora de prendido/- apagado (on - off) • Perilla de control de veloci- dad.</p>	<p>Control de velocidad de rotación en 1 bomba pe- ristáltica.</p>	<p>CEPIS</p>
<p>Transformador de corriente de 220V. a 110 V.</p>	<p>Transformar corriente de 220V. a 110V.</p>	<p>Laboratorio N 20 UNI</p>
<p>Interruptor eléctrico cíclico de cua- tro tiempos y dos contactos. Fig.4.12 Industrial Timer Modelo MC-J2395 N 24 220V, 60Hz</p>	<p>Funcionamiento interca- lado de bombas peristál- ticas.</p>	<p>CEPIS</p>
<p>Cabezales Masterflex Mod. N 27017 Cole Palmer (8u)</p>	<p>Alimentación desagüe crudo a reactores.</p>	<p>CEPIS</p>
<p><u>Sistema de Inyección de aire</u></p>		
<p>Bomba de vacío-presión (1u) General Electric 1/3HP FR 48 Mod. 5KH 35K6112X 1725 RPM SF = 1.00 50°C 230V, 60Hz Cont.</p>	<p>Inyección de aire Funcionamiento de 8- 20 horas</p>	<p>Laboratorio N 20 UN I</p>
<p>Bomba de vacío-presión (1u)</p>	<p>Inyección de aire funcionamiento de 20 - 08 horas</p>	<p>Laboratorio N 20 UN I</p>
<p>Manguera de jebe Ø 1/4", L= 0.5 m (1u)</p>	<p>Línea de Inyección</p>	<p>Laboratorio N 20 UN I</p>

b. Lista de Partes del Sistema (continuación)

DESCRIPCION	FUNCION	PROCEDENCIA
Manguera de Látex \varnothing 1/4", $L_T = 3.5$ m	Línea de Inyección	Laboratorio Nº 20 UNI
Rotámetro de 0 - 5 l/m (1-10 pie ³ /hora) (4u) Gelman Ann Arbor-Michigan	Control de flujo de aire.	CEPIS-Laboratorio Nº 20 UNI
Difusor poroso de piedra esférico. (3u) Marca : Fisher	Difusión de aire inyectado.	CEPIS
Difusor poroso de piedra cilíndrica (1u)	Difusión de aire inyectado.	CEPIS
<u>Modelo de Unidad de Lodos Activados</u>		
Plancha de acrílico transparente de espesor 1/2". Ver corte de piezas. Fig. 4.6	Paredes Lateral, frontal, posterior, base y tolva de reactores.	Laboratorio Nº 20 UNI
Niple de acrílico transparente \varnothing 1/4" L = 4 cm (12u)	Efluente clarificador, - drenaje reactores aeración y clarificación.	CEPIS
Codo 90º x 1/2" de vidrio borosilicato (8u)	Drenaje reactores de aeración y clarificación	Laboratorio Nº 20 UNI
Manguera de Látex \varnothing 3/8" $L_T = 14$ m	Efluente clarificador, - drenaje reactores de aeración y clarificación	Laboratorio Nº 20 UNI
Calce de madera 4" x 5" x 13" (3u)	Soporte de reactores de aeración y clarificación	Taller Carpintería UNI
Madera Terciada espesor 6 mm, 90 cm x 10 cm con perforaciones \varnothing 1/2"	Adaptar líneas de alimentación desagüe crudo y - aire.	Material del Lugar
Grapa (pinzas Mohr, Hoffman) (13u)	Interrupción de flujo de desagüe y aire	Laboratorio Nº 20 UNI
<u>Soporte de Tuberías</u>		
Soporte con base de porcelana (2u)	Soporte mangueras	Laboratorio Nº 20 UNI
Varilla de acero inoxidable \varnothing 1/2" x 1 m (2u)	Soporte Mangueras	Laboratorio Nº 20 UNI
Pinzas para bureta simple (8u)	Soporte rotámetros y mangueras.	Laboratorio Nº 20 UNI

B. COSTO DE IMPLEMENTACION DEL MODELO

El costo aproximado de implementación de los modelos se presentan en el siguiente cuadro:

CUADRO 4.1

COSTO DE IMPLEMENTACION DE LOS MODELOS
DE SEDIMENTACION Y LODOS ACTIVADOS

ITEM	DESCRIPCION	COSTO EUA \$
1	Materiales de acrílico transparente (Planchas planas, tubos, nipples, anillos)	200
2	Tanques de almacenamiento para desagüe crudo y agua de lavado. (Cilindros de fierro de - 208 y 60 lt, tanque de A.C.)	25
3	Bombas peristálticas, controladores y cabezas; de vacío-presión	4,700
4	Unidad de Control de nivel y electrodos	35
5	Interruptores eléctricos cíclicos	75
6	Mezclador (Motor, paleta)	560
7	Rotámetros y difusores de piedra porosa	165
8	Soporte de mangueras, pinzas, varillas	180
9	Mangueras de Látex, jebe, polietileno, Tygon; pinzas Hofman y Mohr, tapones de jebe	220
10	Tuberías y accesorios (Materiales: fogdo PVC, bronce)	115
11	Albañilería	20
12	Materiales varios (empaques, pernos, abrazade ras, madera, lámpara fluorescente, manguera de jardinería, pintura anticorrosiva, pegamento, etc.)	40
TOTAL :		\$ 6,335

C. CALIBRACION DEL MODELO EXPERIMENTAL DE AERACION EXTENDIDA

Inicialmente el sistema de alimentación estuvo constituido tal como se muestra en la figura 4.13. Fue diseñado considerándose dos bombas peristálticas de doble cabezal cada uno; cada cabezal alimentaba a dos reactores, distribuyendo el caudal mediante tees de PVC \varnothing 1/2", contruídos en el lugar. No se tuvo en consideración mantener el nivel constante en el tanque de alimentación.

Hecha la calibración del modelo antes descrito, controlando el tiempo de llenado de un recipiente de volumen conocido, se presentaron las siguientes observaciones :

Hidráulicamente la distribución múltiple de caudal no dió resultado, debido principalmente a las pérdidas de carga locales en los cambios de dirección y al sobredimensionamiento de los mismos:

El gasto decrecía conforme disminuía el nivel del desagüe en el tanque de alimentación, y como $Q \propto 1/H_D$ (H_D : altura dinámica) a mayor nivel menor es la H_D y consecuentemente el caudal aumenta.

Se hicieron las modificaciones respectivas llegándose al modelo final ya mostrado en la figura 4.3, en el que se consideró:

Líneas de alimentación independientes hacia cada reactor, incrementándose los equipos requeridos.

Control de nivel constante en el tanque de alimentación, automatizándose el sistema con el uso de electrodos.

Los resultados de la calibración efectuada en este modelo final se presentan en los cuadros N^{os}. 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5; y sus respectivas gráficas en la figura N^o 4.14

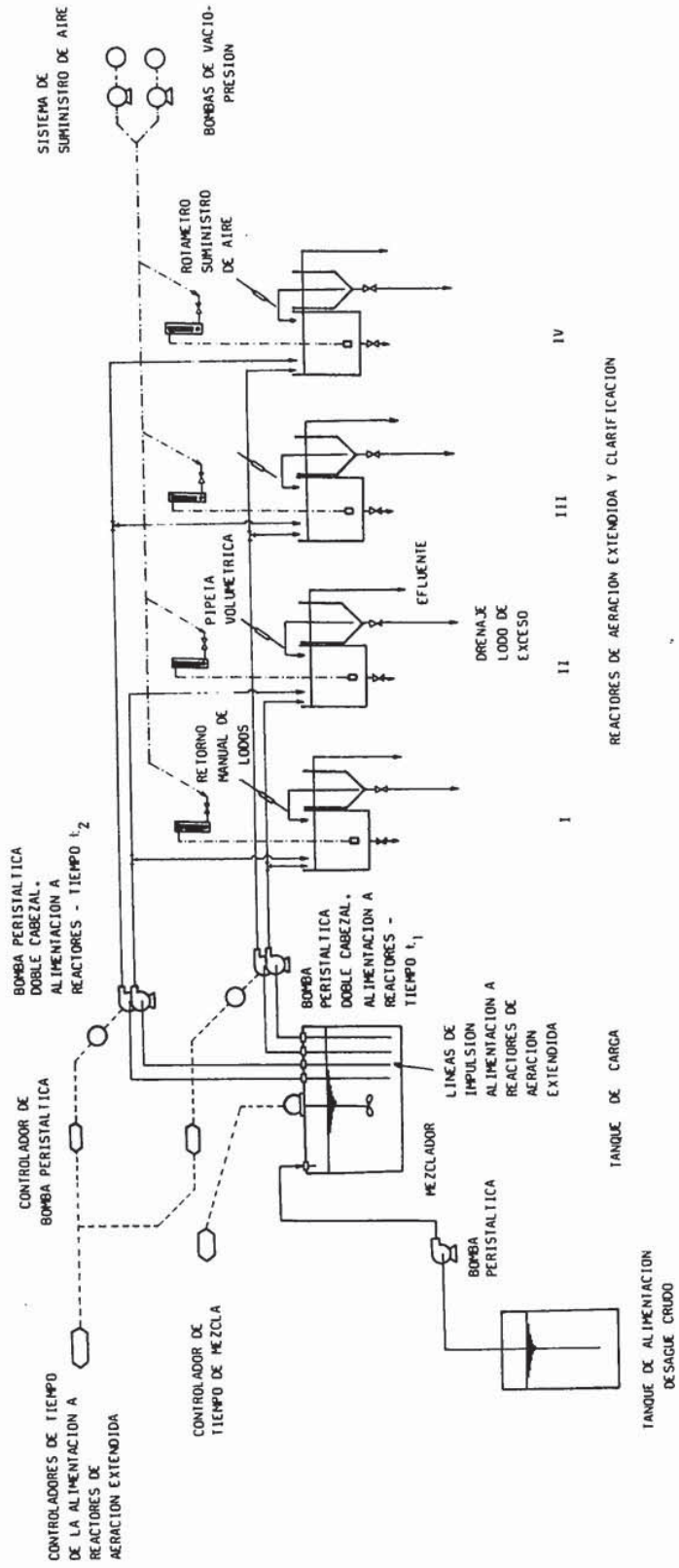


FIGURA Nº 4.13 ESQUEMA GENERAL INICIAL DEL MODELO DE Lodos ACTIVADOS

CUADRO Nº 4.2

DATOS DE LAS PRUEBAS DE CALIBRACION - BOMBA PERISTALTICA Nº 1

NIVEL (Nº) en Controlador	REACTOR I			REACTOR II		
	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)
1.9	32	120	0.27	31	120	0.26
2.0	100	204	0.49	100	222	0.45
2.1	46	90	0.51	43	90	0.48
2.25	100	86.5	1.16	100	88	1.14
2.5	100	65.6	1.53	100	67	1.49
3.0	500	151.5	3.30	500	151.5	3.30
3.5	500	109.5	4.57	500	109.5	4.57
4.0	500	54	9.26	500	54	9.26
5.0	500	34.5	14.5	500	34.5	14.5
6.0	500	29.5	16.9	500	29.5	16.9
7.0	500	25	20	500	25	20
8.0	500	21	23.81	500	21	23.81
9.0	500	19.5	25.6	500	19.5	25.6
10.0	500	17.5	28.6	500	17.5	28.6

CUADRO Nº 4.3

DATOS DE LAS PRUEBAS DE CALIBRACION - BOMBA PERISTALTICA Nº 2

NIVEL (Nº) en Controlador	REACTOR I			REACTOR II		
	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)
1.5	40	150	0.26	38	150	0.25
2.0	50	131	0.38	50	135	0.37
2.5	56	120	0.47	54	120	0.45
3.0	96	150	0.64	90	150	0.60
3.25	66	90	0.73	63	90	0.70
3.5	100	151	0.66	100	157	0.64
3.75	80	90	0.89	80	90	0.89
4.0	100	90	1.11	100	91	1.10
5.0	100	39	2.56	100	40.5	2.46
5.5	100	37	2.7	100	37.5	2.67
6.0	100	33	3.0	100	34.5	2.9
7.0	500	145.5	3.44	500	151	3.31
8.0	500	125.6	3.98	500	133	3.76
9.0	500	107	4.67	500	110	4.55
10.0	500	93	5.37	500	95.5	5.24

CUADRO Nº 4.4.

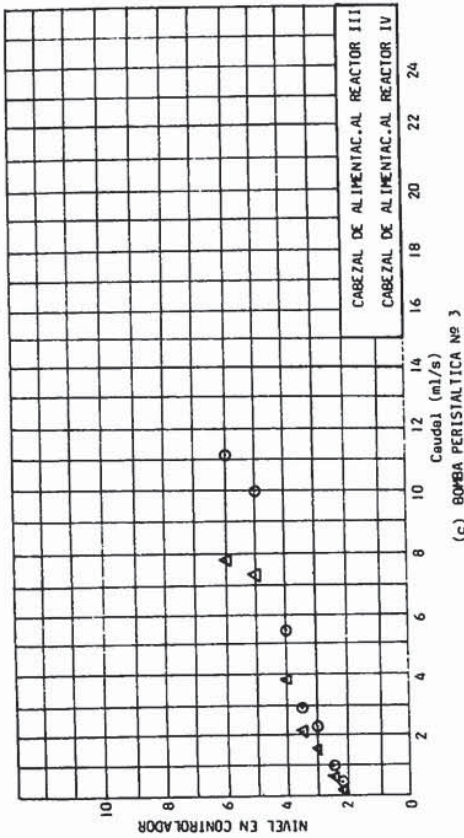
DATOS DE LAS PRUEBAS DE CALIBRACION - BOMBA PERISTALTICA Nº 3

NIVEL (Nº) en Controlador	REACTOR III			REACTOR IV		
	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)
2.25	73	180	0.41	29	150	0.19
2.5	89	90	0.99	51	90	0.57
3.0	100	44	2.27	100	68.5	1.46
3.5	100	34	2.94	100	47	2.13
4.0	500	90	5.56	500	129	3.88
5.0	500	50	10.0	500	68.5	7.30
6.0	500	45	11.11	500	63.5	7.88
7-8-9 y 10	500	39.5	12.66	500	57	8.78

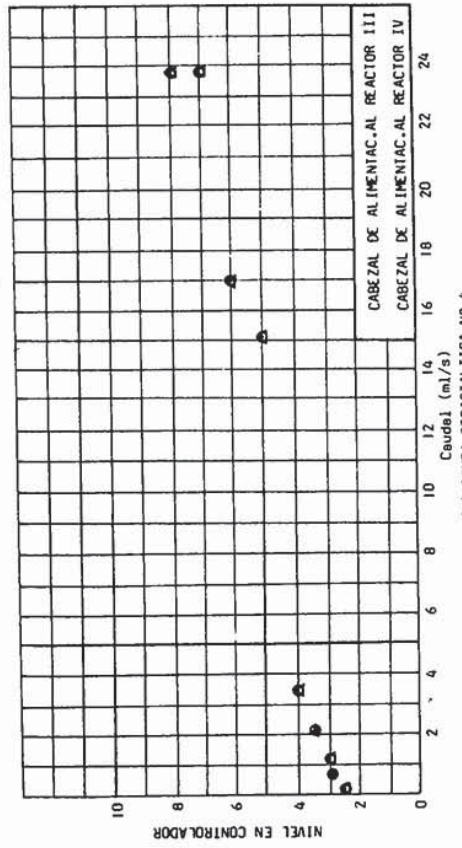
CUADRO Nº 4.5

DATOS DE LAS PRUEBAS DE CALIBRACION - BOMBA PERISTALTICA Nº 4

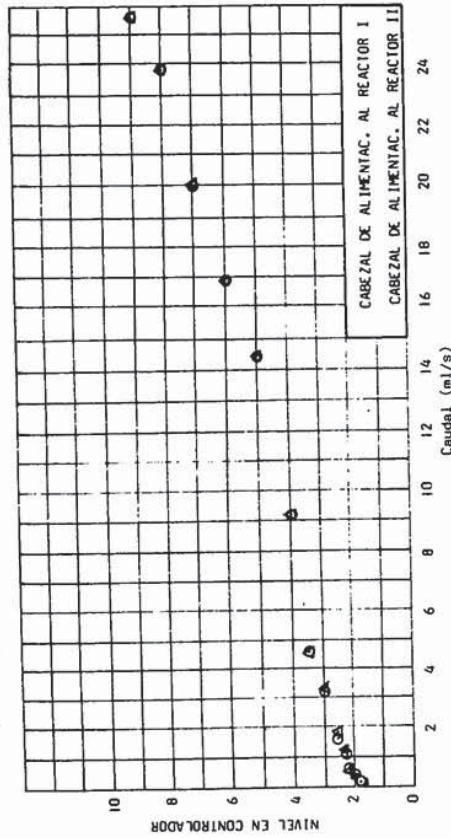
NIVEL (Nº) en Controlador	REACTOR III			REACTOR IV		
	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)	VOLUMEN (ml)	TIEMPO (seg)	CAUDAL (ml/seg)
2.75	27	120	0.225	27	120	0.225
2.9	88	120	0.73	92	120	0.77
3.0	100	82.5	1.21	100	82.5	1.21
3.5	100	48	2.08	100	47	2.12
4.0	100	29	3.45	100	29	3.45
5.0	500	33	15.15	500	33	15.15
6.0	500	29.5	17.0	500	29.5	17.0
7.8	500	21	23.8	500	21	23.8
9-10	500	16	31.25	500	16	31.25



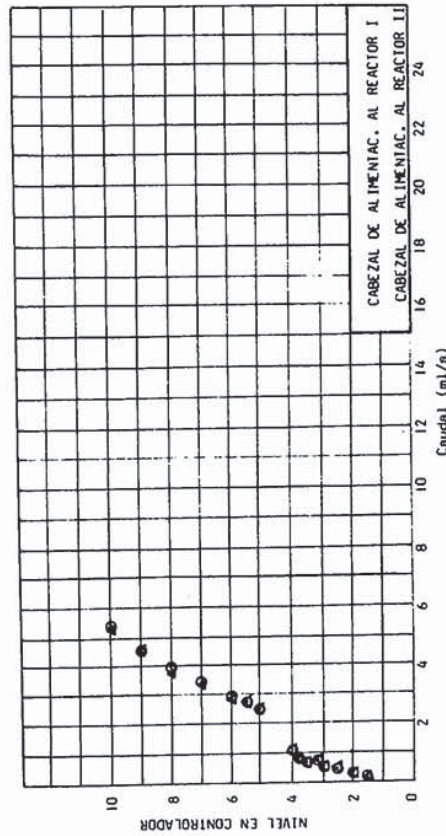
(c) BOMBA PERISTALTICA Nº 3



(d) BOMBA PERISTALTICA Nº 4



(a) BOMBA PERISTALTICA Nº 1



(b) BOMBA PERISTALTICA Nº 2

FIGURA Nº 4.14 CURVA DE CALIBRACION BOMBAS PERISTALTICAS

CAPITULO V

**MUESTREO, TRANSPORTE, PRESERVACION Y ALMACENAMIENTO
DE DESAGUE CRUDO**

V. MUESTREO, TRANSPORTE, PRESERVACION Y ALMACENAMIENTO DE DESAGUE CRUDO⁷

Las técnicas de muestreo utilizadas en un examen de residuos deberán aportar muestras representativas, ya que los datos que se obtengan del análisis de las mismas servirán de base para el diseño de las instalaciones de tratamiento. Para tratar los problemas inherentes de muestreo de aguas residuales, cuya composición sea muy variada, será necesario disponer de procedimientos especiales. Por ello, convendrá tener unos lugares específicos para la realización de muestreos así como determinar la frecuencia y tipo de la muestra que ha de tomarse.

La muestra afluyente para la planta piloto debe ser recolectada de un emisor final, sea éste un conducto abierto o cerrado. La mayor parte del flujo de desagüe representará las características del área servida. No es aconsejable recolectar muestras de canales abiertos que reciben el flujo de uno o más colectores, si aquéllos también reciben drenaje superficial y presentan zonas de estancamiento que diera lugar a sedimentación y fermentación.

El período de recolección es importante. Generalmente el mejor es durante las horas de máxima, dado que en este lapso el flujo es el más representativo de los contribuyentes. Una serie de muestras horarias durante 24 horas con determinaciones de DQO y NKT coadyuvará a estimar el flujo en cada hora, permitiendo fijar el período más recomendable de recolección. Las muestras deberán ser recolectadas durante los días de semana en los cuales la concentración del desagüe mantiene un valor promedio y recibe contribución industrial. Se recomienda que la concentración de la muestra no esté por debajo del valor medio influenciado por las diluciones a consecuencia del lavado de ropa los fines de semana.

La colección de desagüe deberá ser semanalmente, pero la cantidad colectada deberá ser suficiente para 10 días aproximadamente. Por ejemplo si la planta piloto trata 20 l/día, entonces 200 l. deberán colectarse cada semana.

Es recomendable tener dos (02) tanques de almacenamiento para que

cuando la nueva muestra sea llevada no se mezcle con la muestra anterior. Es siempre conveniente guardar la muestra antigua de desagüe hasta que la nueva muestra haya sido tomada, debido a que ésta pueda no ser satisfactoria. Por ejemplo la concentración de DQO puede ser baja o incluso más importante la relación NKT/DQO difiere de lo normal. Un repentino valor alto de la relación NKT/DQO es indicador de una anomalía pasajera en el flujo del desagüe, el cual si es tomada abastecerá un alimento no característico por una (01) semana u originará e inducirá a una respuesta no representativa de la planta. En general el objetivo es mantener un alimento a la planta piloto lo más cerca posible a las características comunes del desagüe. Si es identificado el desagüe y presenta características no deseables, entonces se desechará y se continuará usando el desagüe anterior hasta que una nueva muestra sea recolectada. Esta es la principal razón por la que el tamaño de la muestra recolectada es por un período mayor de una semana.

El tanque de almacenamiento deberá ser cuidadosamente lavado con chorros de agua después de cada recolección para eliminar remanentes del desagüe anterior. Dicho desagüe se torna séptico en el intervalo entre cada recolección, contaminando la nueva muestra y promoviendo el desarrollo de condiciones ácidas en el nuevo desagüe durante el almacenamiento.

El tipo de tanque de almacenamiento dependerá del volumen del desecho requerido. Puede consistir de cilindros o barriles de 40 a 55 galones o de un tanque pequeño en un trailer remolcado por un camión. Lo último es más conveniente, sin embargo, el costo es elevado; en cualesquiera de los casos los recipientes han de estar protegidos interiormente con pintura o resina epóxicas para prevenir la corrosión. Los cilindros o barriles pueden transportarse en camiones de carrocería descubierta o camionetas pick-up.

En el punto de muestreo la recolección puede ser por bombeo o mediante latas (Ej: Latas de aceite o concreteras de 5 gal.), debe efectuarse intermitentemente de 1 a 2hr para obtener una muestra representativa si el flujo del desecho es continuo; en el caso de flujo discontinuo se seleccionará un solo turno. En ambos casos se tomará la

temperatura y se fijará el oxígeno disuelto de la muestra en el lugar.

La muestra recolectada es llevada al laboratorio y sedimentada y bombeada o sifoneada a los tanques de almacenamiento. Durante la -- transferencia de los tanques de recolección a aquéllos, especialmente cuando el contenido es trasladado a dos o más recipientes Aquél debe agitarse violentamente para homogenizar la muestra. Además durante - el bombeo la manguera de descarga será cambiada de un tanque a otro - cíclicamente; en caso de no disponerse de bombas para la transferen-- cia ésta será hecha manualmente mediante recipientes más pequeños (- baldes o latas).

Durante la transferencia de desagüe a los tanques de almacenamiento en el caso de ser bombeada o previa a la alimentación a los reactores cuando la transferencia es manual, se debe contemplar la tritura-- ción de los sólidos orgánicos a fracciones finas, lo que puede efec-- tuarse mediante un desmenuzador de alta velocidad o manualmente aplastando la manguera flexible, esto se aplica particularmente en el caso de trozos de ropa, pelo e hilos.

En el caso de no disponer del desmenuzador para la transferencia de desagüe a los tanques de almacenamiento, el desagüe deberá pasarse por un tamíz fino de acero inoxidable a fin de retener lo más posible cabellos e hilos. Esto no resolverá el problema, pero probablemente disminuirá las dificultades durante las etapas siguientes.

Para caracterizar la muestra el desagüe crudo debe ser licuado para homogenizarlo completamente. El mismo proceso debe ser seguido - para la muestra de desagüe del tanque de almacenamiento. Se efectúan los siguientes análisis al desagüe crudo : (1) DQO, (2) NKT, (3) NH_3 y NH_4 , (4) pH , (5) alcalinidad y remoción de fósforo si es contemplado y (6) fósforo total. Todas estas determinaciones se harán sobre - muestras sin filtrar.

El desagüe almacenado a ser usado en días subsiguientes deberá ser preservado a 4°C para reducir la actividad bacteriana. Aunque dicha - actividad sea pequeña existe, consecuentemente cada vez que se reciba una nueva tanda, los recipientes de almacenamiento deben ser vaciados

y lavados. Si esto no se hace el desagüe remanente originaría una -- flora bacterial que inducirá a la reducción de la DQO y promoverá con diciones ácidas anaeróbicas.

Los tanques de almacenamiento han de ser preferentemente de acero inoxidable. Los cilindros deben estar abiertos en la parte superior para permitir la introducción de recipientes para efectuar el drenaje. Una alternativa es poner una válvula de drenaje en el fondo del tan-- que. O también pueden usarse los recipientes cilíndricos plásticos - abiertos en la parte superior, pero deben ser chequeados a fin de que puedan resistir temperaturas bajas cercanas a 0°C sin agrietarse.

CAPITULO VI

TOXICIDAD

VI. TOXICIDAD

Las sustancias tóxicas presentes en un desecho generalmente se originan en actividades industriales. Dichas sustancias pueden dividirse en dos clases :

- (1) Tóxicos inorgánicos de metales pesados, y
- (2) Tóxicos orgánicos.

La acción de dichos tóxicos en el tratamiento del desagüe depende del tipo de proceso (aeróbico o anaeróbico) y de las combinaciones y concentraciones de tales sustancias.

Generalmente la toxicidad es más pronunciada en un proceso anaeróbico que en el aeróbico. Los metales pesados tienden a precipitar en los sistemas aeróbicos removiendo el efecto tóxico, pero mediante recirculación o transferencia de estos materiales ofensivos del lodo, dicho efecto puede reaparecer en la digestión de éste último. De la experiencia de Marais se llega a que si bien los metales pesados no precipitan (Por ej. cromo hexavalente), el efecto en los sistemas aeróbicos de lodos activados tienden a una actividad inhibidora antes que tóxica, y normalmente la inhibición es temporal. A menos que los metales pesados estén en concentraciones inapropiadas, Marais no cree que esto constituya problema para la operación de la planta.

Los tóxicos orgánicos, opuestamente a los metales pesados pueden tener un efecto severo en la operación de la planta. Esta severidad dependerá del tipo, concentración y duración de aquéllos. Adiciones prolongadas a bajas concentraciones pueden inducir a la adaptación de los microorganismos al tóxico, pero altas concentraciones podrían entorpecer la operación de la planta en cuestión de horas. Los efectos de toxicidad más comúnmente observadas corresponden a una acción inhibidora y no así a la toxicidad propiamente dicha, por ejemplo algunas reacciones biológicas son mas bien retardadas que detenidas. El efecto se observa más rápidamente en especies de organismos tales como los nitrificantes.

Un estudio de planta piloto a escala de laboratorio presenta sus

propios problemas de toxicidad. En las plantas prototipo y escala intermedia la contribución de toxicidad es periódica y transitoria - tendiendo el efecto a desaparecer. En contraposición en plantas a escala laboratorio las muestras son recolectadas semanalmente o con menor frecuencia para la alimentación del sistema. En caso de que se presente toxicidad aquélla permanecerá durante el período de alimentación con dicho substrato; por tanto, el efecto tiende a ser más marcado. Generalmente cuando se aprecia la toxicidad, se recolecta una -- nueva muestra descartando la anterior. La frecuencia con que esta última se efectúe es un indicativo de la toxicidad del desecho en estudio. Si la frecuencia afecta significativamente la operación de la - planta prototipo, debe contemplarse el funcionamiento de una a escala intermedia alimentada directa y continuamente del alcantarillado.

Si en los estudios a escala técnica la toxicidad resulta ser evi--dente, deberá inspeccionarse las descargas industriales a fin de eliminar tal efecto.

CAPITULO VII

OPÉRACION, CONTROL Y MANTENIMIENTO DE LOS MODELOS

VII. OPERACION, CONTROL Y MANTENIMIENTO DE LOS MODELOS

A. METODOS UTILIZADOS EN LAS DETERMINACIONES ANALITICAS

Todas las determinaciones analíticas de parámetros físico-químico fueron realizados de acuerdo al "STANDAR METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER" de la American Public Health Association:

<u>DETERMINACION</u>		<u>EDICION</u>
1. Demanda química de oxígeno (DQO)	9 ^a	(10)
2. Sólidos totales, sólidos no filtrables (Totales y volátiles), Sólidos sedimentables, Índice volumétrico de lodos (IVL)	11 ^a	(11)
3. Turbiedad, Color	12 ^a	(12)
4. Temperatura, pH, Oxígeno disuelto, Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), Alcalinidad, Densidad de bacterias coliformes.	15 ^a	(13)

B. SEDIMENTACION

1. Metodología experimental¹⁴

Fue utilizado un reactor tipo Batch, disponiéndose de un volumen de desague crudo en el tanque de carga suficiente para realizar 2 a 3 pruebas (aprox. 120 litros).

i) Se hace ingresar la muestra por el fondo a través de la válvula de alimentación. Se elimina el volumen retenido en el conducto mediante la válvula de purga, procediéndose al recién llenado propia-mente de la columna, cerrando la válvula de purga y aperturando la válvula de alimentación.

ii) Constatar que la temperatura sea similar a la del medio ambiente.

iii) Se deja reposar la suspensión tiempo suficiente (aprox. --

5 minutos) para permitir que se anulen las corrientes y remolinos -- que se generaron durante el llenado.

iv) Enrasar la muestra en la marca cero eliminando lentamente - el exceso por la válvula de drenaje.

v) Comenzar el muestreo partiendo de la toma inferior. Abrir y cerrar la grapa rápidamente para dejar salir el volumen de muestra en el niple. Tomar lentamente de 50 a 55 ml de muestra en un vaso de - precipitado.

vi) Después de tomada la muestra se leerá el descenso de la su-- perficie del líquido.

vii) Se repite el muestreo completo de acuerdo a los intervalos= 5, 10, 15, 30, 60, 90 y 120 minutos.

viii) Concluída la prueba, se determina el contenido de sólidos suspendidos en cada una de las muestras.

2. Mantenimiento del sistema

Luego de finalizado cada ensayo, el sistema deberá lavarse cuidadosamente con chorros de agua y operando convenientemente las válvu-- las, para eliminar todo remanente del desagüe trabajado, el cual puede promover el desarrollo de condiciones ácidas y sépticas en la nueva muestra a emplearse para la siguiente prueba.

C. AERACION EXTENDIDA

1. Puesta en marcha y entrada en regimen

a. Acondicionamiento del desagüe

(1) Substrato empleado¹⁵ ::

El substrato utilizado tiene la siguiente composición

COMPUESTO	CONCENTRACION (mg/l)
Peptona	150
Extracto de carne	100
Glucosa	350
KH_2PO_4	4
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	18.8
NaCl	10
KCl	5
CaCl	5
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	7.2
$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2.5

Una solución en agua destilada con los compuestos mencionados en las concentraciones indicadas representa una DBO₅ de aproximadamente 350 mg/l. Cuando se requiere un substrato con mayor carga orgánica, en términos de DBO₅, se aumenta proporcionalmente las concentraciones de cada componente para obtener la carga inicial deseada.

(2) Procedimiento de aclimatación

Se llenó un tercio de volumen de cada reactor de aeración con desague crudo fresco tamizado, que es la fuente de microorganismos. Se completó el volumen de cada cámara con el substrato antes mencionado que da el aporte de nutrientes; se suministró de oxígeno mediante inyección de aire haciendo funcionar el sistema en forma discontinua (batch); a los dos días se detuvo la aeración, dejando sedimentar el incipiente lodo formado y se extrajo parte del sobrenadante, (aproximadamente 30% del volumen de la cámara de aeración). Seguidamente se completó el volumen con solución de nutriente (substrato) y se aereó nuevamente. Esta operación se realizó durante 10 días, hasta obtener niveles constantes de los sólidos suspendidos totales y volátiles, y la relación entre éstos, las cuales indican la entrada en regimen del sistema; luego se conectó éste en forma continua recirculando los lodos del sedimentador a la cámara de aeración.

El control de este procedimiento se realizó de acuerdo al siguiente cuadro de muestreo y análisis :

CUADRO 7.1

PROCEDIMIENTO DE ACLIMATACION. MUESTREO Y ANALISIS
DEL LICOR MEZCLADO

DETERMINACION	FRECUENCIA
Temperatura	diaria
pH	diaria
Oxígeno disuelto (OD)	diaria
Demanda química de Oxígeno (DQO) total	diaria
Sólidos suspendidos totales	diaria
Sólidos suspendidos volátiles	diaria
Turbiedad	diaria
Color	diaria
Alcalinidad total	diaria

2. Período de regimen

a. Metodología experimental

Durante el período de regimen el sistema fue operado con alimentación continua durante 24 horas del día por 30 días. Se emplearon 4 reactores de aeración con sus respectivos clarificadores, que operaron simultáneamente en forma paralela.

Para asegurar la continuidad del sistema de alimentación se emplearon interruptores eléctricos cíclicos, a fin de automatizar el funcionamiento. La homogeneidad de la muestra se mantuvo con un mezclador mecánico también controlado automáticamente por un dispositivo eléc--

trico cíclico, con períodos de arranque y parada de 5 minutos cada uno.

Para el caso de la alimentación del tanque de almacenamiento al de carga se empleó una bomba peristáltica de un solo cabezal, el cual era accionado periódicamente mediante un controlador de nivel de electrodos ubicados en el tanque de carga. En el caso de la alimentación del tanque de carga hacia los reactores, ésta se efectuó mediante cuatro bombas peristálticas de doble cabezal, con funcionamiento alternado dos a dos durante los tiempos t_1 y t_2 de 10 minutos cada uno. La secuencia de operación de éstos es como sigue :

CUADRO 7.2

SISTEMA DE ALIMENTACION DE DESAGUE CRUDO A REACTORES.

SECUENCIA DE FUNCIONAMIENTO DE BOMBAS PERISTALTICAS

Período de Funcionam. Alternado	Bomba Peristáltica	Cabezal	Reactor Alimentado	Descanso
t_1 (10 minutos)	I	I.1 I.2	I II	Bombas II y IV
	III	III.1 III.2	III IV	
t_2 (10 minutos)	II	II.1 II.2	I II	Bombas I y III
	IV	IV.1 IV.2	III IV	

El paso del licor mezclado del tanque de aeración hacia el clarificador se efectuó por gravedad a través de orificios convenientemente ubicados en la parte inferior de la placa de separación entre ambos, facilitado por el desnivel hidráulico diseñado entre la superficie de aquél y el orificio de salida del clarificador. Así mismo, la descarga directa del efluente de éste hacia el sistema de desagües -

del laboratorio.

La tasa de alimentación del desagüe a cada uno de los reactores fue ajustado a un valor promedio de 2 ml/seg.

El aire suministrado fue por medio de dos compresores con funcionamiento alternado cada 12 horas, para evitar el sobrecalentamiento de los mismos. La tasa de alimentación fue de 2 a 4 l/min. para mantener el nivel de oxígeno disuelto no menor de 2 a 3 ppm. y la mezcla completa para evitar la sedimentación en los tanques de aeración.

El retorno de lodos se efectuó manualmente de 2 a 3 veces al día mediante una pipeta volumétrica de 100 ml cortada en su extremo inferior, a fin de evitar la obstrucción en la punta, especialmente causada por organismos filamentosos.

b. Control

Para obtener datos cuantitativos del comportamiento de una planta, la carga de DQO debe mantenerse constante, la razón de esta condición se debe a que los requerimientos diarios de oxígeno y la concentración del lodo estabilizado dependen directamente de la masa de DQO por día a una edad de lodo determinada. Generalmente la DQO en el punto de recolección varía alrededor del valor promedio; para obtener una concentración constante de este parámetro en la alimentación a la planta piloto debe seleccionarse un valor más bajo que el mínimo esperado en el desagüe crudo. Esta concentración se obtiene por dilución apropiada de la muestra extraída del tanque de almacenamiento.

Se efectuó diariamente muestreo en los distintos puntos del sistema para controlar el proceso mediante determinaciones analíticas, relación de las cuales se presentan en el Cuadro Nº 7.3. Una frecuencia diaria tiene la ventaja de que los efectos de toxicidad son reconocidos oportunamente y permiten tomar decisiones correctivas apropiadas.

La ejecución de dichos análisis está relacionada con:

- Eficiencia del sistema (DBO₅ y DQO)

- Nivel de oxígeno presente en la cámara de aeración (OD)
- Cantidad de microorganismos (Sólidos suspendidos)
- Control de nutrientes (Nitrógeno y Fósforo).

CUADRO 7.3

PERIODO DE REGIMEN. MUESTREO Y ANALISIS

DETERMINACION	FRECUENCIA		PUNTO DE MUESTREO		
	(1) Recomendada	Trabajada	Afluente	Licor Mezcla	Efluente
DBO ₅ Total	3/semana	2/semana	x		x (2)
DBO ₅ Soluble	3/semana	1/semana	x		x
DQO Total	3/semana	diaria	x		x
DQO Soluble	3/semana	diaria	x		x
Oxígeno disuelto	diaria	diaria	x	x	x
Sólidos sedimentables	1/semana	3/semana		x	
Sólidos suspendidos totales.	3/semana	diaria		x	
Sólidos suspendidos volátiles.	3/semana	diaria		x	
Temperatura	diaria	diaria	x	x	x
pH	diaria	diaria	x	x	x
Alcalinidad Total	2/semana	diaria	x	x	x
Color	3/semana	diaria	x		x
Turbiedad	3/semana	diaria	x		x
Número Más Probable de organismos coliformes.	2/mes	2./mes	x	x	x
Nitrógeno Total	1/semana	- (3)	x		x
Fósforo Total	1/semana	- (3)	x		x

(1) Referencias 4, 7, 16, 17

(2) Frecuencia = 2/mes

(3) Falta de capacidad instalada

Visto el inconveniente para obtener una respuesta rápida en la de terminación diaria de DBO, se empleó un método indirecto para este -- análisis. Teniendo en cuenta que el oxígeno consumido por el método del permanganato de potasio (DQO), es una determinación estimativa de la carga orgánica presente y que se puede efectuar en menos de 1 hora se torna de importancia contar con una correlación tal que a partir - de datos de DQO pueda estimarse con la mayor aproximación posible la DBO.

El control de la operación de los sistemas de lodos activados es efectuado mediante la edad del lodo, controlando para esto el desecho de los lodos de exceso, ya sea directamente del tanque de aeración o del tanque de clarificación y las cantidades retiradas de éstos para las determinaciones analíticas. Para los sistemas operados normalmente la pérdida de sólidos en suspensión en el efluente final se considerará despreciable con relación al lodo de exceso, no siendo por tanto considerada en el cálculo de la edad de lodo.

c. Mantenimiento⁷

Debido a la naturaleza de la masa bacteriana se desarrollan crecimientos pegajosos en las paredes de los reactores y en las mangueras de interconexión, si éstos no se remueven, se ha obtenido de la expe-- riencia que tal crecimiento de organismos filamentosos es incentiva-- do, y como consecuencia se presenta una sedimentación pobre del lodo. La limpieza cuidadosa de las paredes de los reactores deberá efectuarse dos veces al día haciendo uso ya sea de cepillos de cerdas rígidas que no se desprendan a fin de evitar obstrucciones del sistema o con espátulas del mismo material de las paredes del reactor u otro mate-- rial que no la raye. Las mangueras deben ser despachurradas con la - mano a lo largo de ellas con la finalidad de limpiarlas provocando el desprendimiento de los organismos adheridos. Aunque estas acciones - se efectúen con tiempo, estos organismos adhesivos vuelven a desarro-- llarse muy rápidamente y pocas horas después de la limpieza las pare-- des se vuelven a cubrir con estos crecimientos pegajosos. Como se - puede ver ni aún con la limpieza concienzuda se puede remover comple-- tamente el origen de dicho crecimiento.

El único método efectivo de remoción es el drenaje completo del sistema cada dos a tres semanas. Los reactores y mangueras se remueven de su posición y estas últimas se desarman en piezas. Se lavan los reactores y se restrega en agua caliente. Cada pieza de manguera debe ser lavada con una varilla mediante movimientos longitudinales para desprender los microorganismos y luego deben ser lavadas con chorros de agua caliente. Luego de esto, el sistema completo se reensambla. El lodo drenado del sistema es tamizado a través de una malla fina de acero inoxidable para remover las bolas de pelusa y cabello que tienden a formarse, de igual manera como cuando el desagüe de alimentación era triturado.

La limpieza de las unidades toma alrededor de dos horas. Durante este período el licor mezclado es aerado en otros envases (tanque, --balde).

La remoción de espuma puede efectuarse mediante una malla de alambre corriente.

Las piedras porosas utilizadas para la inyección de aire se limpian cuidadosamente mediante un cepillo y luego se dejan en contacto en una solución de ácido clorhídrico diluido para finalmente lavarlas en agua corriente.

3. Fase endógena

Operada la planta piloto durante 30 días en estado de equilibrio continuo, se incrementó el oxígeno disuelto lo más cercano posible a la saturación, luego se suspendió completamente la alimentación de substrato y suministro de aire.

Se registró el cambio del nivel de oxígeno con el tiempo por un período de 24 horas.

Durante este procedimiento los sólidos en el licor mezclado deben mantenerse en suspensión. Esto puede lograrse mediante mezcladores de paletas en tandem que funcionan a baja velocidad, procurando no crear turbulencia que pueda incorporar oxígeno al sistema.

CAPITULO VIII

RESULTADOS

VIII RESULTADOS

A. SEDIMENTACION

1. Substrato utilizado

El trabajo se desarrolló utilizando los desagües de un sector del distrito de Villa El Salvador de la Provincia de Lima del Departamento del mismo nombre. Las muestras fueron colectadas los días 13 de Mayo y 08 de Noviembre de 1983 en el último buzón del emisor antes de su bombeo a las playas de Conchán.

2. Presentación de datos

Se realizaron 3 ensayos y los valores obtenidos a base de las determinaciones de sólidos suspendidos se presentan en los Cuadros N°s. 8.1 y 8.2, cuyos perfiles de sedimentación se muestran en las Figuras 8.1, 8.2 y 8.3, correspondientes a la 1ª, 2ª y 3ª prueba, respectivamente.

3. Análisis de resultados y correlaciones

Los resultados de los cálculos de velocidad de sedimentación, porcentaje de remoción de sólidos según la fórmula N° 3.21 y tasa de aplicación se muestran en los Cuadros 8.3 y 8.4.

Ploteando los resultados del porcentaje de remoción de sólidos suspendidos en función de la tasa de aplicación y tiempo de retención se obtienen los gráficos de las Figuras 8.4 al 8.7.

Considerando una remoción del 60%, se dispondrá de 107 ppm de sólidos suspendidos en el efluente, a partir de las 268 ppm presentes en el desagüe crudo. Recurriendo a las Figuras 8.4 al 8.7 se obtienen los siguientes parámetros de diseño

1ª prueba	=	Tasa de aplicación	=	65 m ³ /m ² /día
		Período de retención	=	50 minutos
2ª prueba	=	Tasa de aplicación	=	62 m ³ /m ² /día
		Período de retención	=	65 minutos

4. Comentarios de los resultados obtenidos

Los datos obtenidos en la 3ª prueba se consideran incongruentes - y no representativos respecto de aquéllos conseguidos en las pruebas anteriores posiblemente influenciado por la alta concentración de arena presente en la muestra, obteniéndose por tanto valores que no permiten el trazo del correspondiente perfil de sedimentación.

De lo anterior se puede inferir la necesidad de considerar un desarenador previo al proceso de sedimentación.

PRUEBAS DE SEDIMENTACION

	1ª PRUEBA					2ª PRUEBA					3ª PRUEBA				
GENERALIDAD	FECHA : 13.5.83 SS desague crudo : 268 ppm.					FECHA : 13.5.83 SS desague crudo : 268 ppm.					FECHA : 9.11.83 SS desague crudo : 3,140 ppm.				

CUADRO Nº 8.1 Sólidos suspendidos (mg/l) a diferentes profundidades de muestreo y tiempo de sedimentación

(Minutos)	PROFUNDIDAD DEL PUNTO DE MUESTREO					PROFUNDIDAD DEL PUNTO DE MUESTREO					PROFUNDIDAD DEL PUNTO DE MUESTREO				
	0.6 m	1.2 m	1.8 m	2.4 m	2.4 m	0.6 m	1.2 m	1.8 m	2.4 m	2.4 m	0.6 m	1.2 m	1.8 m	2.4 m	2.4 m
5	240	284	332	320	320	220	296	276	288	288	3960	3670	4060	4027	4027
10	192	216	204	232	232	220	204	232	284	284	680	4200	4260	5020	5020
15	184	172	152	212	212	188	204	152	260	260	700	3300	4870	5520	5520
30	124	120	124	128	128	148	116	164	156	156	530	610	480	22190	22190
60	100	116	76	104	104	108	168	116	164	164	240	250	270	17230	17230
90	92	112	152	192	192	112	132	148	132	132	210	290	230	640	640
120	132	156	128	68	68	96	108	100	116	116	170	230	270	160	160

CUADRO Nº 8.2 Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos a diferentes profundidades y tiempos. (%)

5	10.4					17.9					26				
10	28.3	19.4	23.9	13.4	13.4	17.9	23.9	13.4			78				
15	31.3	35.8	43.3	20.9	20.9	29.9	23.9	43.3	3.0		78				
30	53.7	55.2	53.7	52.2	52.2	44.8	56.7	38.8	41.8		83	81	85		
60	62.7	56.7	71.6	61.2	61.2	59.7	37.3	56.7	38.8		92	92	91		
90	65.7	58.2	43.3	28.4	28.4	58.2	50.7	44.8	50.7		93	91	93	80	
120	50.7	41.8	52.2	74.6	74.6	64.2	59.7	62.7	56.7		95	93	91	95	

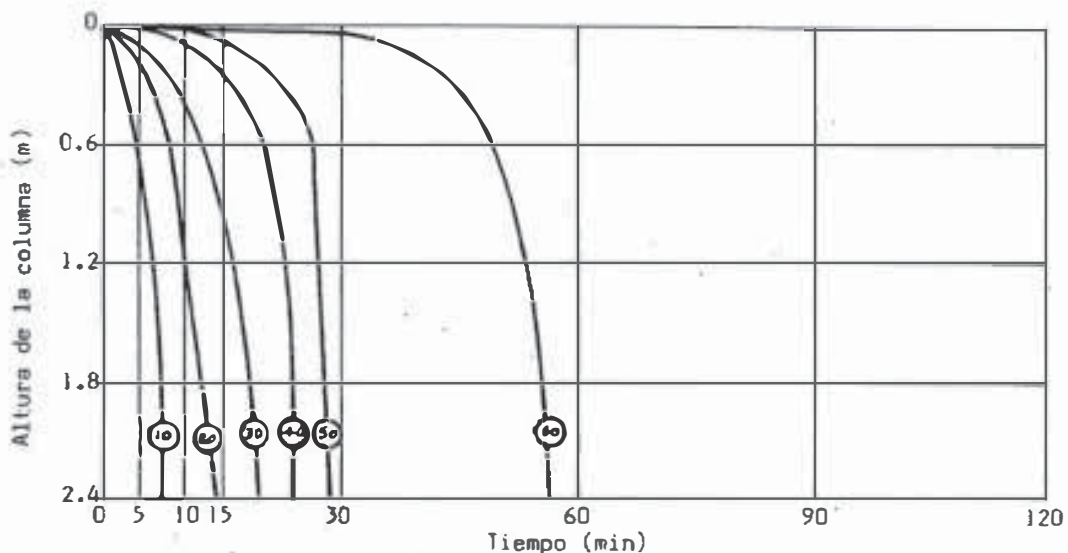


FIGURA Nº 8.1 PERFIL DE SEDIMENTACION - 1ª PRUEBA

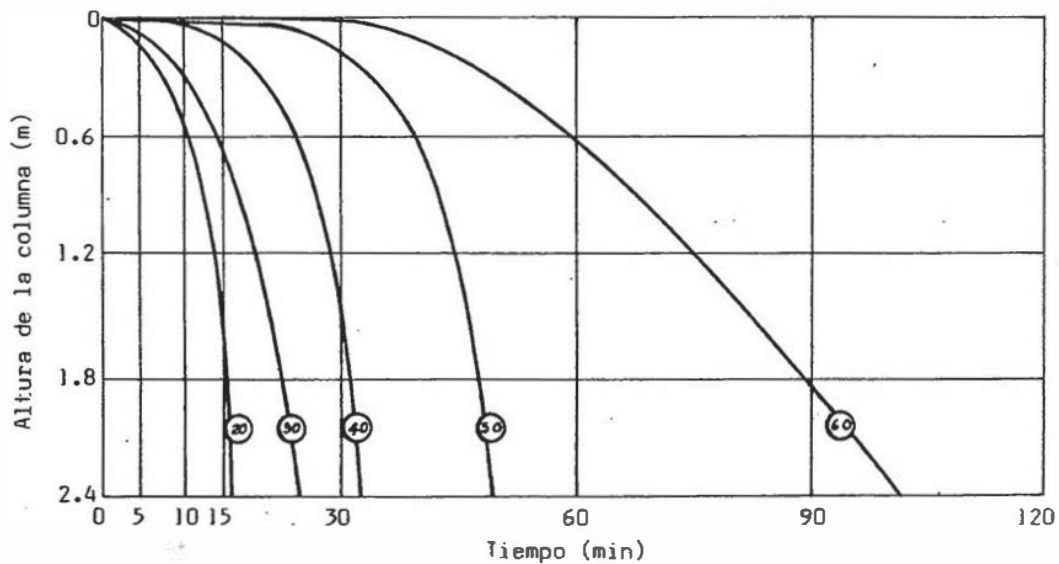


FIGURA Nº 8.2 PERFIL DE SEDIMENTACION - 2ª PRUEBA

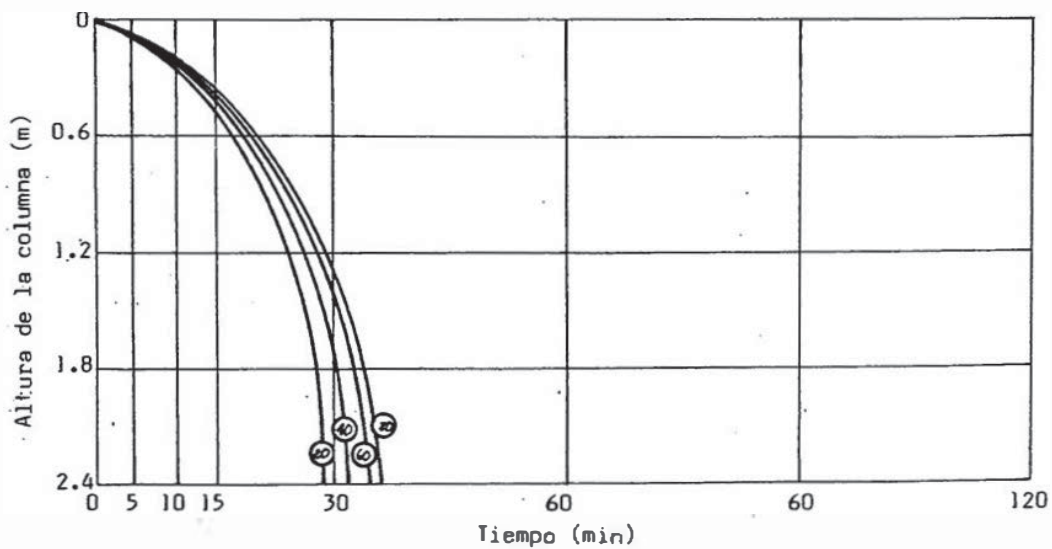


FIGURA Nº 8.3 PERFIL DE SEDIMENTACION - 3ª PRUEBA

CUADRO Nº 8.3

VELOCIDAD DE SEDIMENTACION, % REMOCION Y TASA DE APLICACION- 1ra. PRUEBA

TIEMPO (Minutos)	VELOCIDAD DE SEDIMENTACION (M/Hora)	% REMOCION TOTAL DE SS	TOTAL DE APLICACION (M ³ / M ² / día)
7.5	19.2	15.4	460.8
14.5	9.93	27.1	238.32
20	7.2	36.8	172.8
25	5.76	44.2	138.24
29	4.97	51.3	119.28
57	2.53	61.5	60.72

CUADRO Nº 8.4

VELOCIDAD DE SEDIMENTACION, % REMOCION Y TASA DE APLICACION - 2da. PRUEBA

TIEMPO (Minutos)	VELOCIDAD DE SEDIMENTACION (M/Hora)	% REMOCION TOTAL DE SS	TASA DE APLICACION (M ³ / M ² / día)
16	9	26.5	216
25	5.76	36.5	138.24
33	4.36	43.3	104.64
50	2.88	54	69.12
102	1.41	64.2	33.84

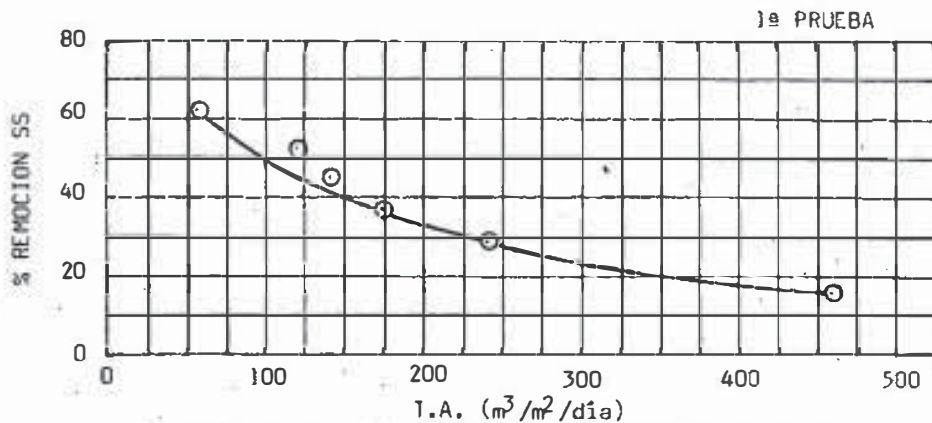


FIGURA Nº 8.4 SOLIDOS REMOVIDOS - TASA DE APLICACION

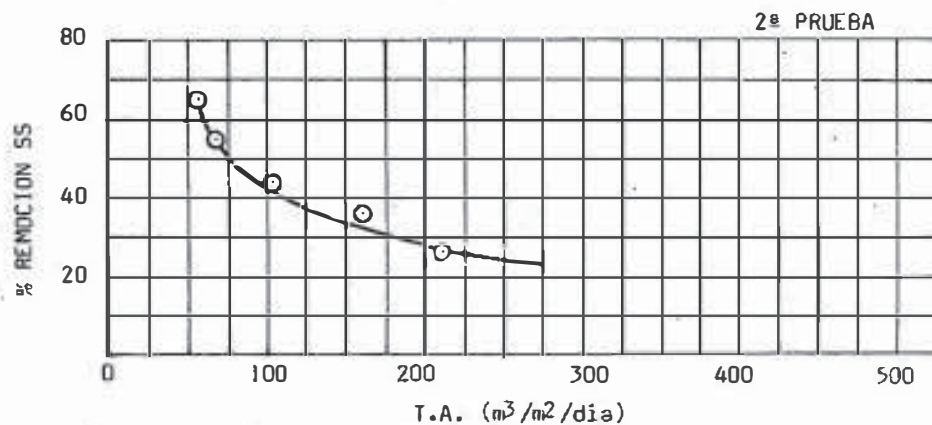


FIGURA Nº 8.5 SOLIDOS REMOVIDOS - TASA DE APLICACION

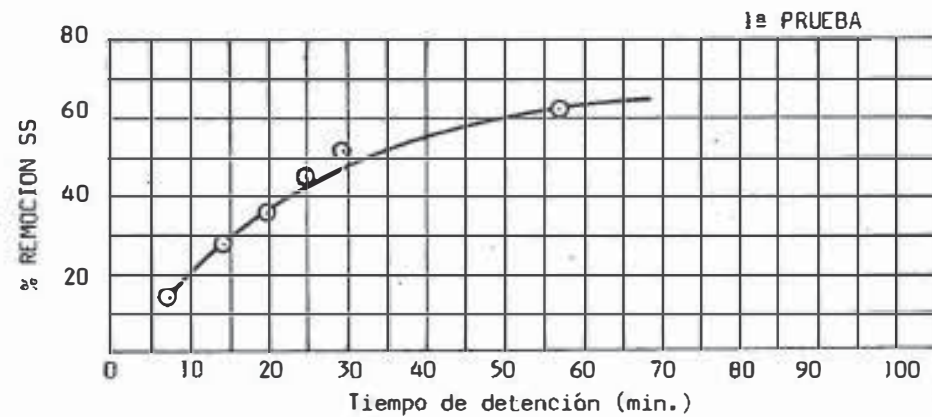


FIGURA Nº 8.6 SOLIDOS REMOVIDOS - TIEMPO DE DETENCION

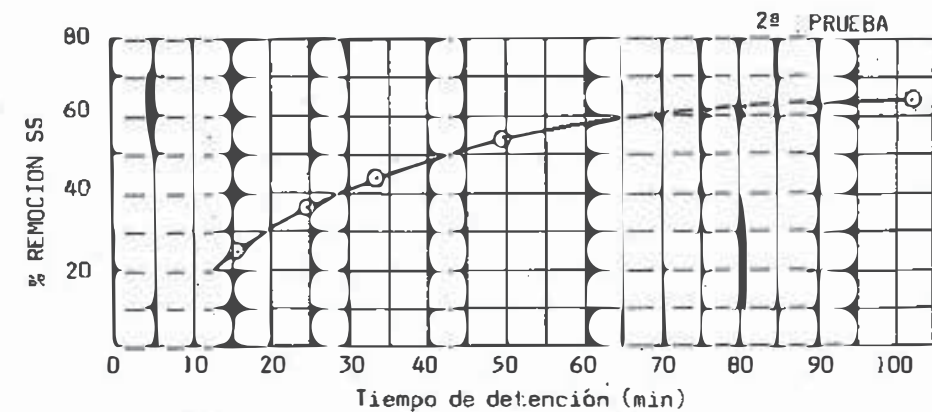


FIGURA Nº 8.7 SOLIDOS REMOVIDOS - TIEMPO DE DETENCION

B. AERACION EXTENDIDA

1. Substrato utilizado

Para la operación del sistema se empleó desagüe sintético durante el período de aclimatación cuya composición se indicara en el acápite C del Capítulo VII.

Asimismo, durante la etapa de funcionamiento continuo se procuró alimentar al sistema con desagüe fresco muestreado con frecuencia interdiaria. En aquéllos días en que no se dispuso de aquél, se acondicionó desagüe mixto, incorporando al anterior desagüe sintético de similar composición al utilizado durante la aclimatación.

Los resultados de las correspondientes caracterizaciones de las muestras afluentes se presentan en los Cuadros 8.5 y 8.6.

2. Presentación de datos

Los valores de las determinaciones analíticas para el control del funcionamiento de las cuatro unidades de tratamiento durante el período de aclimatación se presentan en el Cuadro 8.7. Aquéllos datos correspondientes a las etapas de entrada en regimen y regimen propiamente dicho se muestran en los Cuadros del 8.8.al 8.11.

CUADRO Nº 8.5

CARACTERIZACION DEL DESAGUE CRUDO Y MIXTO

DIA	T (°C)	pH	OD (ppm)	DQOT (ppm)	DQOS (ppm)	DBOT (ppm)	DBOS (ppm)	ST (ppm)	SST (ppm)	SSV (ppm)	TURB. (U.F)	COLOR REAL (U.C)	ALCAL TOTAL (ppm CaCO ₃)	SOLID. SEDIM. (ml/1/hr)
0	19.0	7.8	0.0	364		398		2,362	888	636	900		698	15
10	20.5	7.68	0.0	364		375		1,381	388	302	110	375	450	5.2
12	21.0	7.7	0.0	167				982	70	70	160	172	332	0.0
14	21.0	7.85	0.0	396		200		1,174	332	52	290	210	384	
19	22.0	7.7	0.0	138	95			942	184	144	210	235	272	
	21	7.25	0.61	318	276	164		1,214	96	96	75	110	252	
24	23.0	7.65	1.33	164	82	142			340	240	105	255	262	2.5
25	21.0	7.72	0.0	127	64								228	
27	19.0	7.62	0.53	82	21				156	128	110	190	228	1.4
29	20.1	7.7	0.53	93	0.0	167		688	516		100	220	460	
32	21.5	5.85	0.0	242	154	131			28				44	1.5
34		7.62	0.0	154	88	78	52				100	195		1.4
36	21.3	7.68	1.74	154	110	57.4		584	52		86	175	256	
38			3.1	107	64				44					

CUADRO Nº 8.6

CARACTERIZACION DEL DESAGUE SINTETICO

DIA	T (°C)	pH	OD (ppm)	DQOT (ppm)	TURB. (U.F)	COLOR REAL (U.C)	ALCAL. TOTAL (ppm CaCO ₃)
2	20	6.3	6.98	360			
5	28	6.3	5.03	364			62
7	18	6.68	7.04	400		45	30
9	21	6.40	6.48	600		40	45
21	17	7.60	8.57	975			224
23			0.71	55	50	95	

CUADRO Nº 8.7
DATOS DE ENSAYO. SISTEMA BATCH. PERIODO DE ACLIMATACION

(a) UNIDAD Nº 1

DIA	TEMPERAT. (°C)		pH	OXIGENO DISUEL. (mg/lit.)	DOOT (mg/lit.)	SSLM (mg/lit.)	SSVLM (mg/lit.)	TURB. (U.F.)	COLOR REAL (U.C.)	ALCAL TOTAL (mg/lit.)
	AMB.	LICOR MEZC.								
1	21.0	7.94	7.94	5.53	100	79	200	180	185	
2	19.0	20.0	8.35	8.04	82	52	88	88	105	240
3	18.8	18.8	8.23	8.54	73	39	72	72	63	186
4										
5	18.5	18.0	8.35	8.74	64	26	16	16	38	184
6	19.0	18.5	8.12	8.69	109	92	40	40	92	152
7	17.0	18.0	8.25	8.54	91	66	48	48	46	162
8	18.0	18.0	8.08	7.99	200	227	128	106	76	126
9	18.0	18.8	8.22	7.91	100	78	82	79	85	130
10	19.5	20.0	7.80	8.21	136	132	224	200	130	110
*	19.5	22.0	8.05	5.10	364	469			200	294

(c) UNIDAD Nº 3

DIA	TEMPERAT. (°C)		pH	OXIGENO DISUEL. (mg/lit.)	DOOT TOTAL (mg/lit.)	SS (mg/lit.)	SSV (mg/lit.)	TURB. (U.F.)	COLOR REAL (U.C.)	ALCAL TOTAL (mg/lit.)
	AMB.	LICOR MEZC.								
1	21.0	7.92	7.92	5.73	109	92	232	200		
2	19.0	20.0	8.38	7.84	83	53	88	84	105	250
3	18.8	18.9	8.23	8.54	100	79	60	60	78	182
4										
5	18.5	18.0	8.10	8.79	64	26	4	4	26	184
6	19.0	18.5	8.10	8.49	145	145	140	140	84	146
7	17.0	18.0	8.24	8.84	73	39	76	76	62	156
8	18.0	18.0	8.00	8.49	240	286	166	162	85	126
9	18.0	18.8	8.15	7.91	82	52	102	98	68	128
10	19.5	20.0	7.80	7.70	118	106	136	130	85	102
*	19.5	22.0	8.02	4.59	227	266		250	230	300

(b) UNIDAD Nº 2

DIA	TEMPERAT. (°C)		pH	DISUEL. (mg/lit.)	DOOT (mg/lit.)	SSLM (mg/lit.)	SSVLM (mg/lit.)	TURB. (U.F.)	COLOR REAL (U.C.)	ALCAL TOTAL (mg/lit.)
	AMB.	LICOR MEZC.								
1	21.0	7.92	7.92	4.32	109	92	240	188	195	
2	19.0	20.0	8.33	7.84	82	52	84	84	95	240
3	18.8	18.8	8.25	8.54	82	52	60	60	75	178
4										
5	18.5	18.0	8.05	8.94	64	26	12	12	28	182
6	19.0	18.5	8.13	8.64	109	92	56	56	84	148
7	17.0	18.0	8.24	8.74	73	39	16	16	43	160
8	18.0	18.0	8.00	8.54	200	227	52	48	45	125
9	18.0	18.8	8.15	8.31	82	52	89	87	58	132
10	19.5	20.0	7.77	8.47	209	240	230	208	135	110
*	19.5	22.0	7.98	4.28	227	267			220	298

(*) INICIO DEL SISTEMA DE ALIMENTACION CONTINUA

(d) UNIDAD Nº 4

DIA	TEMPERAT. (°C)		pH	OXIGENO DISUEL. (mg/lit.)	DOOT TOTAL (mg/lit.)	SS (mg/lit.)	SSV (mg/lit.)	TURB. (U.F.)	COLOR REAL (U.C.)	ALCAL TOTAL (mg/lit.)
	AMB.	LICOR MEZC.								
1	21.0	7.92	7.92	5.73	109	92	232	200		
2	19.0	20.0	8.38	7.84	91	66	112	112	115	246
3	18.8	18.9	8.25	8.54	100	79	32	32	63	186
4										
5	18.5	18.0	8.05	8.89	64	26	4	4	27	184
6	19.0	18.5	8.15	8.74	118	106	28	28	21	146
7	17.0	18.0	8.24	8.34	100	79	4	4	33	164
8	18.0	18.0	8.05	8.79	200	227	72	72	52	119
9	18.0	18.8	8.20	8.47	82	60	49	49	32	128
10	19.5	20.0	7.75	8.72	100	79	128	122	95	100
*	19.5	22.0	7.95	2.96	273	335		250	210	292

CUADRO Nº 8.8

DATOS DE ENSAYO. SISTEMA CONTINUO. PERIODO DE ENTRADA EN REGIMEN Y REGIMEN PROPIAMENTE DICHO UNIDAD Nº 1

DIA	TEMPERATURA (°C)			pH			OXIGENO DISUELTO (mg/lit.)			DQO-TOTAL (mg/lit.)			DQO-SOLUBLE (mg/lit.)			DQO-TOTAL (mg/lit.)			SS (mg/lit.)			SSV (mg/lit.)			TURBIEDAD (U.F.)			COLOR REAL (U.C.)			ALCALINIDAD TOTAL (mg/lit. CaCO3)			IVL	
	AMB.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.			LICOR MEZC.				
	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.	AFL.	MEZC.	EFL.		
11	20.0	20.5	20.5	8.2	8.13		7.55	1.07		525	152		318			708	156		401			62			210	52		105	135		300	288			
12	19.0	21.0	19.5	7.7	8.35		8.50		167	180					178	197					70	22		70	22		172	110		332	274				
13	19.0	19.5	19.5	8.5	8.35		7.96	5.61		222	87				259	40					54	42		52	45				384	310	302				
14	18.5	21.0	19.0	7.85	8.5	8.40	8.06	3.88	396	168	139				517	180	137				332	220		290	140		210	80		384	336				
15		20.5	20.0	7.8	7.78		0.00	0.0		1,881	1,584				2,713	2,273		1,980	1,980		472			205	145		215		280	278	413				
16	18.5	20.5	20.5	8.32	8.02		5.41	0.10		129	109				122	92		77	63		384			285	55		70	80		332	306	328			
17		20.0	20.0	8.32	8.22		5.10	3.16		168	79				180	48		0	9		396			75	25		65	65		272	284				
18	21.5	21.0	21.0	8.4	8.35		8.06	5.20		53	27				9	0		0	0		496			210	215		30	235		272	284	288			
19	22.0	20.0	20.0	7.7	8.22	8.15	0.0	4.59	2.45	138	191	69	95	53	135	214	33	72	9	184	480		144	440		55	110		252	264	685				
20	21.0	21.5	21.5	7.25	7.65	7.80	0.61	1.94	1.12	318	48	276	48	53	401	2	339	2	9	96	628		96	580		75				264					
21	21.0	21.0	21.0	6.95	7.85	7.85	0.0	1.73	1.43	138	42	74	37	42	135	0	41	0	0	1,468			195	42		42	195		212	264					
22	18.5	20.8	20.5	8.0	8.25		5.71	4.23		954	101				1,342	80		0	892			808			650	60		45	55		246	249			
23	20.0	20.5	20.2	8.0	8.08		6.02	3.26	55	13	50	9	8	12	0	5	0	0	2,020			2,007			50	35		95		262	164	485			
24	21.0	21.5	21.5	7.65	7.85	7.95	1.33	2.75	2.45	164	23	82	18	173	0	52	0	0	340	4,087		240	3,660		105	30		225		304					
25	22.0	21.0	21.0	7.72	7.98	8.10	0.0	5.93	3.43	127	25	64	24	21	119	0	25	0	0										228	280					
26																																			
27	18.8	19.0	21.5	7.62	8.0	8.11	0.53	7.21	2.44	82	28	21	25	23	53	0	0	0	156	647		128	540		110	340		190	55	228	196	230			
28	18.6	19.5	21.0	8.0	7.98		6.45	4.88	41	22	16	20	21												71	1,500		135	55	2,750					
29	19.5	20.0	20.0	7.70	7.85	7.90	0.53	27.8	93	31															100			22	220		460	212			
30	19.5	20.8	20.5	7.75	7.85					41																			25		65	140			
31	18.5	20.5	20.5	7.74	7.75		19.4	14.1																					75	45	138	184			
32	18.3	21.5	19.2	5.85	7.76	7.81	0.0	11.7	13.7	242	154	44	44	289																44					
33	20.0	21.0	20.5	7.35	7.51	7.65	0.0	6.09	10.6	176	176	31	26	191															45	173		256	164	163	
34	20.8	21.2	21.0	7.62	7.88	7.95	0.0	5.08	6.1	154	88	26	26	159															20	195		140			
35	21.5	21.2	21.8	7.70	7.42	7.56	1.85	11.02	10.9	198	43	154	24	224															4	500	25	248	146	124	202
36	20.0	21.3	21.5	7.68	7.81	7.75	1.74	12.40	13.9	154	19	20	110	26	159	0	94												65	350	10	256	136	164	163
37	19.8	21.5	21.0	7.65	7.70	7.65	1.03	14.70	13.8	100	28	25	62	20	79	0	23												16	190	65	232	148	176	113
38		20.8	20.5	7.92	8.08	3.1	16.90	19.3	107	27	64	20	20	89															600	23		184	208		
39	18.5	20.3	20.4	7.90	7.82		7.60	6.4	150	15	86	14	25	153															3		192	144	197		
40		21.2	21.2	8.00	7.82	2.5	8.80	3.8	118	13	64	17	13	106															8		160	128			
41				7.76	8.00	7.90	0.62	7.90	6.8	87	19	65	19	19	60														57		108	108	72		

CUADRO N° 8.9
DATOS DE ENSAYO. SISTEMA CONTINUO. PERIODO DE ENTRADA EN REGIMEN Y REGIMEN PROPIAMENTE DICHO UNIDAD N° 2

DIA	TEMPERATURA (°C)		pH		OXIGENO DISUELTTO (mg/lit)		DQO _{TOTAL} (mg/lit)		DQO _{SOLUBLE} (mg/lit)		DBO _{TOTAL} (mg/lit)		DBO _{SOLUBLE} (mg/lit)		SS (mg/lit)		SSU (mg/lit)		TURBIEDAD (U.F.)		COLOR REAL (U.C.)		ALCALINIDAD TOTAL (mg/LiCaCO ₃)			
	AMB.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	AFL.	LICOR MEZC.	EFL.	
11	20.0	20.5	20.5	7.7	8.12	8.0	0.0	7.55	1.28	525	556	227		708	753	267		68		260	68	120	155	398	268	
12	19.0	21.0	19.5	8.4	8.32	8.4	8.26	5.71		66	87			60	60			36		58	58	172	105	332	280	
13	19.0	19.5	19.5	7.85	8.45	8.42	0.0	8.26	5.3	119	149	46		107	151	0		52	184	290	120	210	90	384	318	
14	18.5	21.0	19.0	7.78	7.65	7.78	7.65	0.00	0.0	1,287	1,485	990	1,386	1,835	2,127	1,395	1,980	452	400	245	148	238	235	268	280	
15	20.0	20.0	20.0	8.30	8.00	8.30	8.00	6.73	0.82	119	89	89	89	107	63	63	63	404	372	530		80	138	306	300	
16	18.5	20.5	20.5	8.32	8.25	8.32	8.25	5.41	4.08	238	69	53	64	283	34	9	25	452	388	200	60	80	80	332	312	
17	20.0	20.0	20.0	8.35	8.35	8.35	8.35	7.14	6.32	53	32	37	32	9	0	0	0	676	548	65	22	65	70	292	280	
18	21.5	21.0	21.0	7.7	8.25	8.15	0.0	4.38	1.63	117	48	95	48	53	135	104	2	72	2	210	230	28	235	65	75	
19	22.0	20.0	20.0	7.25	7.72	7.82	0.61	1.53	0.51	318		85	276	48	32	401		96	704	75	80	110	125	252	280	
20	21.0	21.5	21.5	6.95	7.85	7.85	0.0	2.04	1.73	138		42	74	43	32	135		1,056	956	195	45	195	105	212	268	
21	21.0	21.0	21.0	8.0	8.20	8.0	8.20	5.10	3.67	1,720	32			2,475	0	0	0	1,964	1,768	950	45	75	60	286	270	
22	18.5	20.8	20.8	7.95	8.10	7.95	8.10	0.71	3.67	11	50	24	10	12	0	5	0	2,653	2,427	50	30	95	95	268	276	
23	20.0	21.5	21.5	7.65	7.95	1.33	1.33	3.26	2.75	164		250	82	15	173	301	52	0	240	2,147	105	40	225	115	262	
24	21.0	21.0	21.0	7.72	8.02	8.12	0.0	5.82	4.89	127		21	64	17	119	0	25	0						228	292	
25	22.0	21.0	21.0																							
26																										
27	18.8	19.0	21.5	7.62	8.08	8.08	0.53	5.51	1.17	82		20	21	59	21	53		1,000	867	110	360	30	190	95	228	
28	18.6	19.5	21.0	8.04	8.0	8.04	8.0	0.53	5.41	41		16	16	19	15			1,340	1,173	71	500	22	135	75	95	
29	19.5	20.05	20.0	7.70	7.85	7.90		2.54		93		27	26	19	68			1,433	1,287	100		38	220	75	460	
30	19.5	20.8	20.8	7.75	7.85					64		26	22		26						35				55	144
31	18.5	20.5	20.6	7.56	7.65			27.0	4.8			20	13					1,107	947	300	5	45	55	154	156	
32	18.3	21.5	19.2	5.85	7.74	7.76	0.0	28.2	16.3	262		154	57	51	289			2,480	2,280					44		
33	20.0	21.0	20.5	7.35	7.63	7.71	0.0	7.30	8.5	176		176	26	39	191			1,140	993	240	500	95	173	46	55	
34	20.8	21.2	21.0	7.62	7.95	7.95	0.0	5.15	6.2	154		88	31	40	159			947	800	100		25	195	50	204	
35	21.5	21.2	21.8	7.70	7.65	7.74	1.85	24.4	18.7	198		34	154	23	26	224				62	500	25	135	55	25	
36	20.0	21.3	21.5	7.68	8.05	7.71	1.74	19.4	26.5	154		29	110	28	159	0	94	1,970	707	86	550	12	175	72	72	
37	19.8	21.5	21.0	7.65	7.55	7.62	1.03	24.1	21.5	100		35	36	62	37	79	0	833	640	75	250	15	190	65	55	
38	20.8	20.5	20.5	7.85	7.90	3.1	26.0	12.6	107			26	64	26	35	89	0	44	1,000	840	110	22	73	62	168	
39	18.5	20.5	20.5	7.80	7.78			6.5	6.4	150		29	86	29	27	153			687	510	11	25	25	25	128	
40	21.0	21.2	21.0	7.98	7.92	2.5	8.4	7.8	118			32	64	24	25	106			953	673	5	5	35	35	124	
41				7.76	7.92	7.91	0.62	7.3	6.6	87		25	65	17	20	60			520	57	24	138	50	45	200	

CUADRO Nº 6.11
 DATOS DE ENSAYO. SISTEMA CONTINUO. PERIODO DE ENTRADA EN REGIMEN Y REGIMEN PROPIAMENTE DICHO. UNIDAD Nº 4

DIA	TEMPERATURA (°C)		pH		OXIGENO DISUELTO (mg/lit.)		DQO _{TOTAL} (mg/lit.)		DQO _{SOLUBLE} (mg/lit.)		DBO ₅ TOTAL (mg/lit.)		DBO ₅ SOLUBLE (mg/lit.)		SS (mg/lit.)		SSV (mg/lit.)		TURBIEDAD (U.F.-X)		COLOR REAL (U.C.)		ALCALINIDAD TOTAL (mg/lit. CaCO ₃)			
	AMB.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.	AFL.	LICOR MEZC. EFL.		
																									20.5	20.5
11	20.0	20.5	20.5	8.13	8.02	7.24	2.04	636	202	152	872	230	156	92	70	28	330	57	96	150	332	270	354	270		
12	19.0	21.0	19.5	7.7	8.25	0.0	8.5	167	60		178	20		70	30	28	160	58	172	132						
13	19.0	19.5	19.5	8.35	8.28	7.75	4.39	111	62		95	23		272	208		200	35								
14	18.5	21.0	19.0	7.85	8.45	0.0	7.55	396	139	99	517	137	77	332	208	52	290	90	210	80	384	282				
15		20.0	20.0	7.80	7.65	1.02	0.0	1,980	1,584	1,782	2,859	2,273	2,567	1,980	340		225	128	218	215			314	280		
16	18.5	20.5	20.5	8.32	8.05	7.04	0.82	119	109	69	107	92	33	360	344		265		95	135			348	304		
17		20.0	20.0	8.40	8.35	6.73	5.51	99	99	42	77	77	0	356	304		95	45	70	75			316	318		
18	21.5	21.0	21.0	8.35	8.40	7.14	6.02	43	26.5	32	32	0	0	320	252		55	23	65	70			292	296		
19		22.0	20.0	7.7	8.38	7.55	5.61	138	69	48	48	135	33	2	144	380		45	30	235	68	75	272	280		
20	21.0	21.5	21.5	7.25	7.78	0.61	3.77	318	53.0	37	48	401	9	2	96	552		75	65	110	145	252	268	571		
21	21.0	21.0	21.0	6.95	7.85	0.0	1.84	1.22	138	31.8	74	35	32	0	708		195	72	195				212	260		
22	18.5	20.5	20.5	8.15	8.21	6.17	4.18	827	21.0	0	1,154	0	0	652	636		325	50	120	115			261	250		
23	20.0	20.8	20.5	7.95	8.15	0.71	4.85	55	14.6	50	17	13	12	1,393	1,233		50	55	95	155			274	258		
24	21.0	21.5	21.5	7.65	7.98	1.33	3.67	164	20.0	82	17	14	173	0	240	4,247		105	25	225	90	262	280	585		
25	22.0	21.0	21.0	7.72	8.18	0.0	5.82	127	29.6	64	17	14	119	0	240	4,247		105	25	225	90	262	280	585		
26																							228	288		
27	18.8	19.0	20.8	7.62	8.15	0.53	6.36	82	17	21	19	53	0	0	128	300		110	340	25	190	75	85	228	264	
28	18.6	19.5	21.0	8.15	8.10	6.68	4.35	41.2		16	13		0	1,473	1,267		71	900	15	135	75	65				
29	19.5	20.1	19.8	7.70	8.05	0.53	7.42	93	21	18	16	68	0	0	827		100		18	220	70	460	232			
30	19.5	20.8	20.8	7.98	8.0				29	16	12	0	0	0					35				65	200		
31	18.5	20.7	20.8	7.62	7.98	8.03	2.94			12	7		0	1,007	840				850	11		75	75	216	240	
32	18.3	21.5	19.3	5.85	7.88	0.0	13.4	242	154	55	42	289	159	12	28	1,633							44			
33	20.0	21.0	21.2	7.35	7.75	0.0	7.30	176		176	33	28	191	753	633		240	350	34	173	85	85	256	200	220	
34	20.8	21.2	21.1	7.62	8.12	0.0	6.9	154		88	26	21	159	61	393		100		35	195			75	234		
35	21.5	21.2	21.9	7.70	7.73	1.85	10.3	198	43	154	22	24	224	0	80	540		62	400	26	135	65	60	248	244	
36	20.0	21.3	21.5	7.68	7.98	1.74	13.7	154	26	110			0	52	707		86	650	12	175	65	68	256	220	232	
37	19.8	21.5	21.0	7.65	7.81	1.03	14.8	100	24	53	62		0	1,127	887		75	1,250	13	190	62	45	232	170	192	
38		21.0	20.5	7.88	7.85	3.1	23.4	107	31	64	23	26	89	0	700	40		580	.16		58	52	200	240		
39	18.5	20.8	20.7	7.80	7.71	5.1	4.3	150	28	86	26	18	153	0	833			520	7		16	21	128	150	76	
40		21.0	21.5	7.80	7.81	2.5	8.8	2.2	118	30	64	25	23	106	427						41	45	124	160		
41				7.76	7.82	7.78	0.62	88	31	65	19	23	60	847	693		57		23	138	41	45	192	190	53	

3. Análisis de resultados y correlaciones

a. Parámetros de control analítico en función del tiempo

Las correlaciones de los principales parámetros indicados en los Cuadros del 8.7 al 8.11 en función del tiempo correspondientes a los períodos de aclimatación, entrada en régimen y régimen propiamente dicho son mostrados en las Figuras del 8.8 al 8.19. Dichos parámetros son : Temperatura, pH, alcalinidad total, oxígeno disuelto, demanda química de oxígeno total y soluble, demanda bioquímica de oxígeno total y soluble, sólidos suspendidos totales y volátiles, turbiedad, color real, e índice volumétrico de lodos.

b. Correlación entre DBO y DQO

La respectiva correlación de valores de DQO y DBO se obtuvo a partir de los datos de control efectuado a las distintas unidades durante el funcionamiento del sistema, resultados de los cuales se presentan en el Cuadro Nº 8.12. La ecuación de la recta de ajuste obtenida por regresión lineal aplicando el método de los mínimos cuadrados es la que sigue :

$$\hat{y} = 46.6216 + 0.6764 x$$

que puede escribirse

$$DQO = 46.62 + 0.68 DBO$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0.83$$

y desviación estándar

$$S_e = 45.09$$

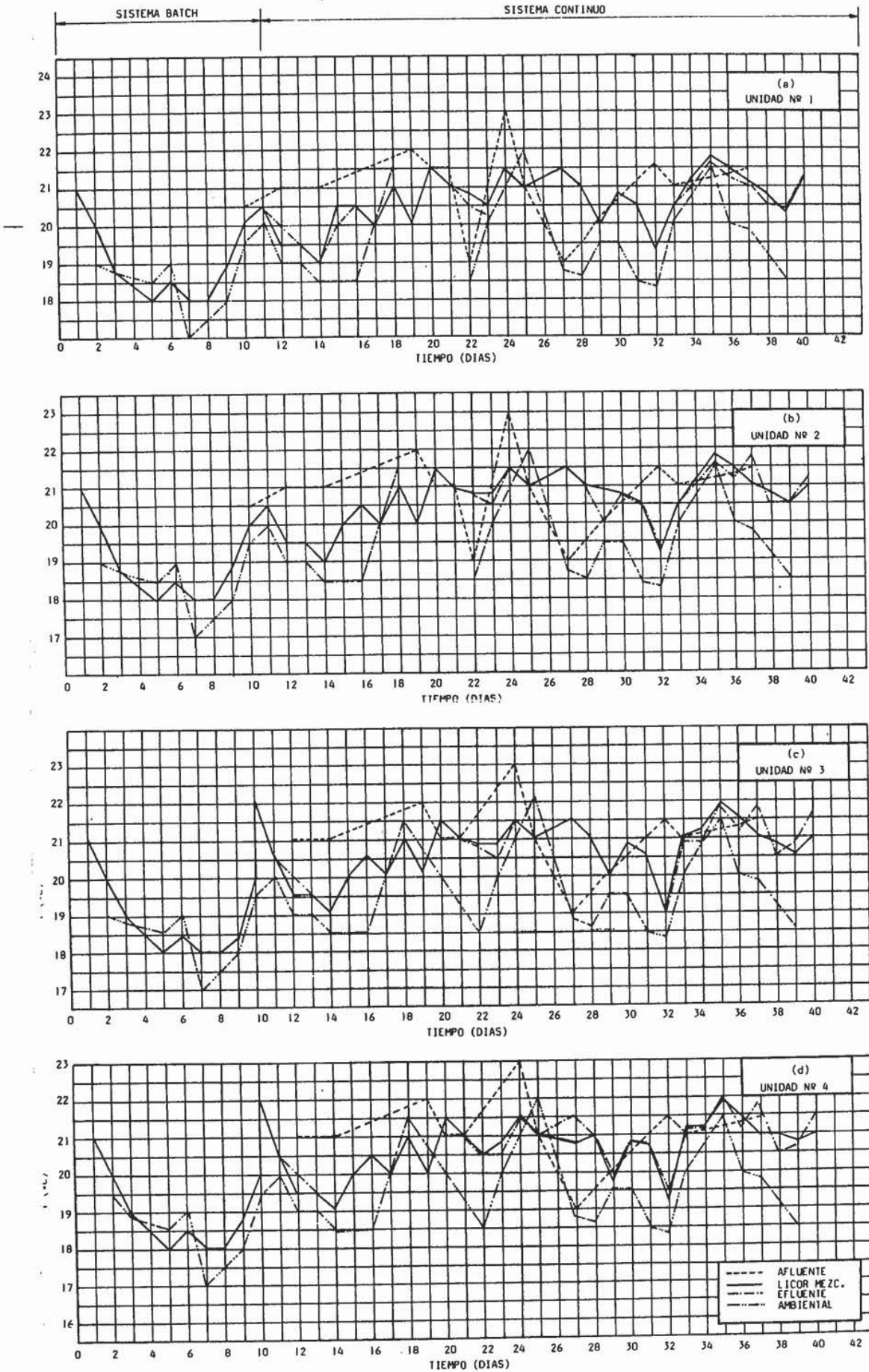


FIGURA Nº 8.8 LA TEMPERATURA EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

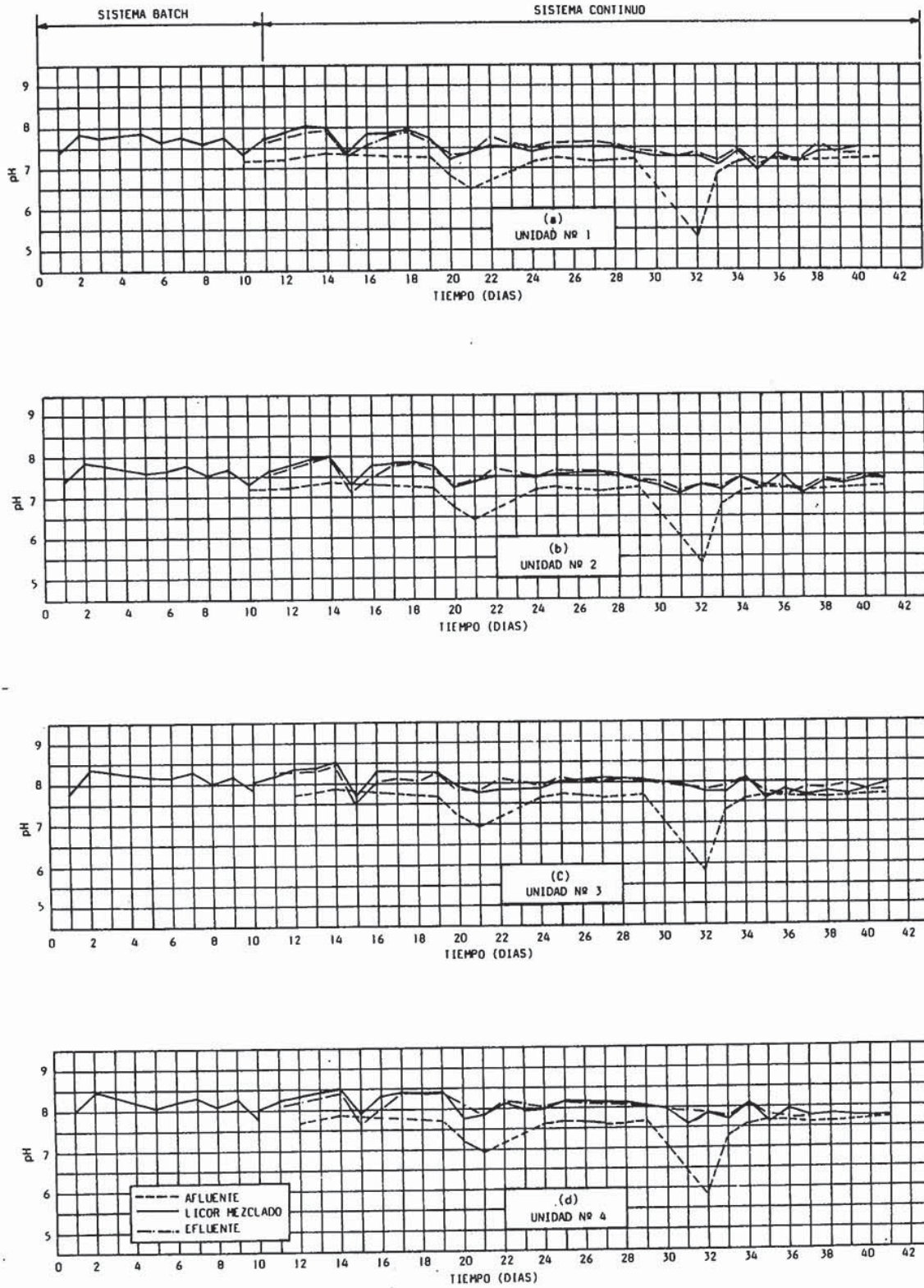


FIGURA Nº 8.9 EL pH EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

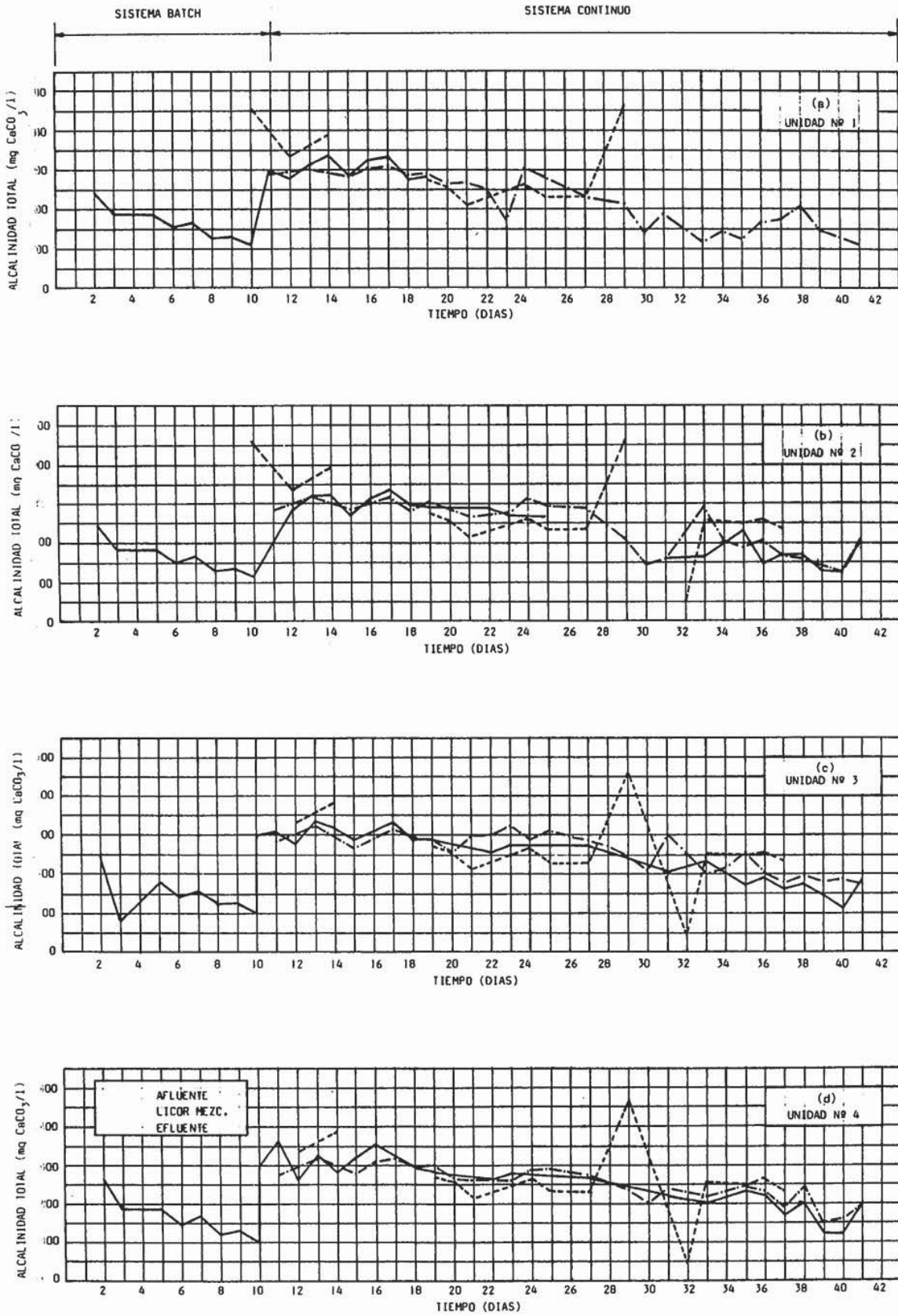


FIGURA Nº 8.10 LA ALCALINIDAD TOTAL EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

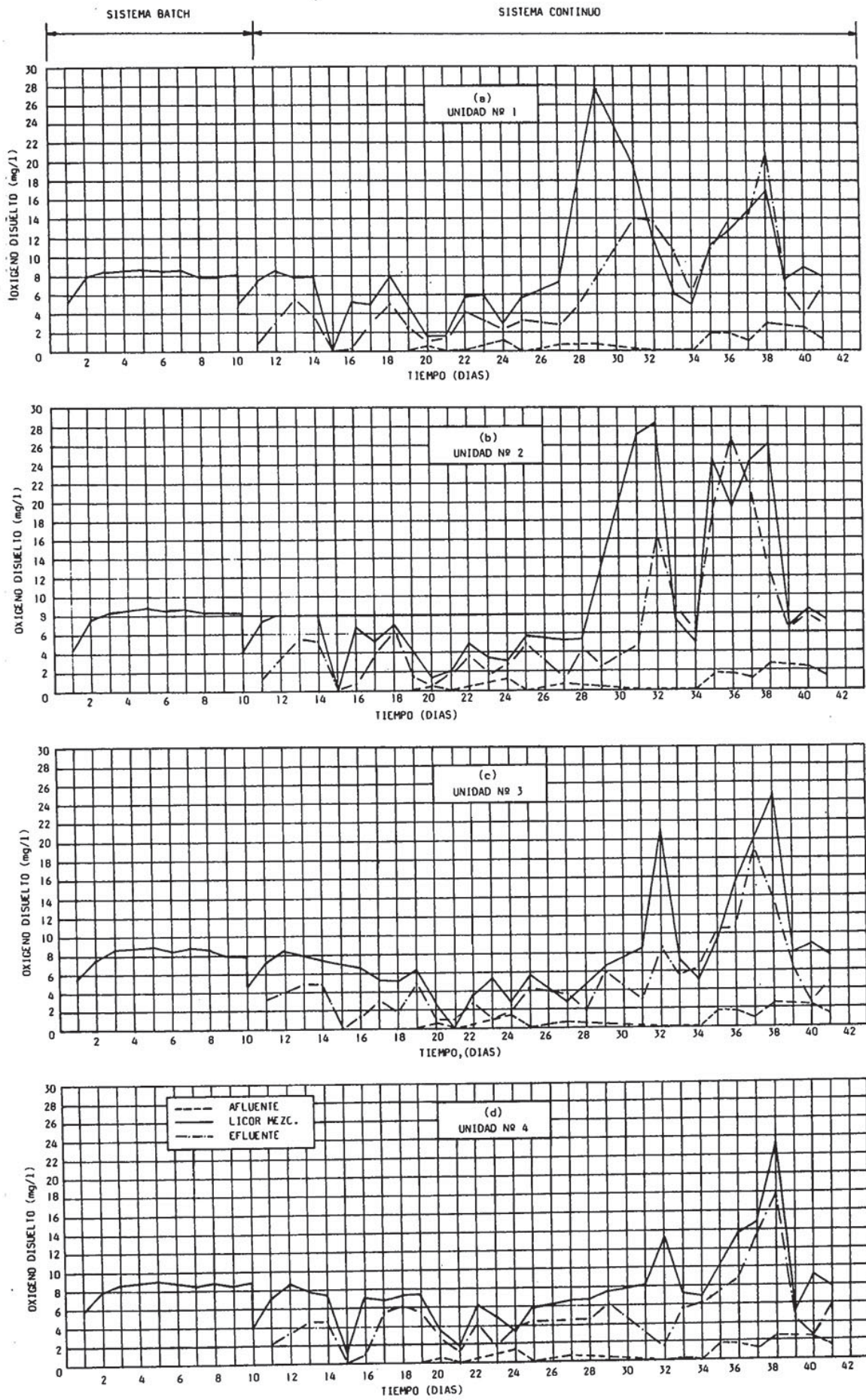


FIGURA Nº 8.11 EL OXIGENO DISUELTTO EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

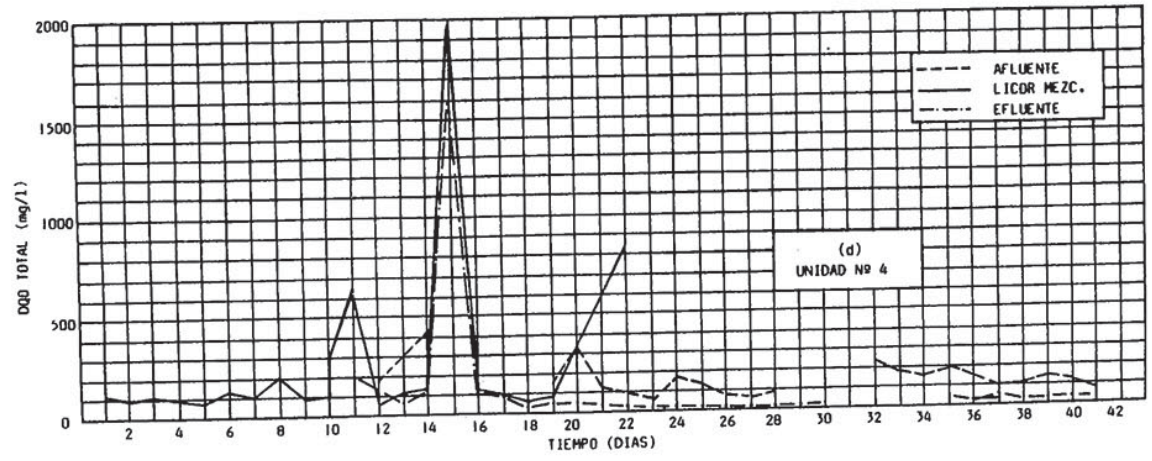
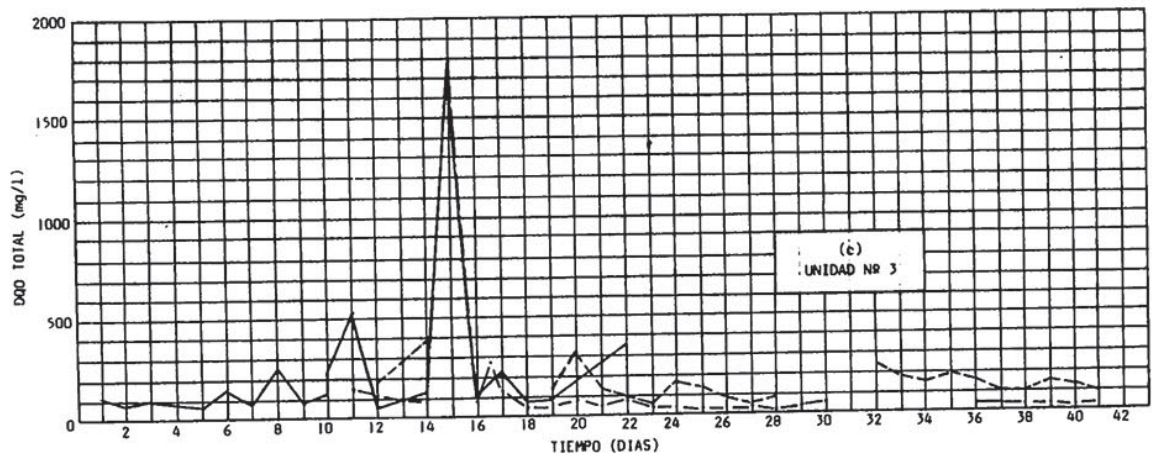
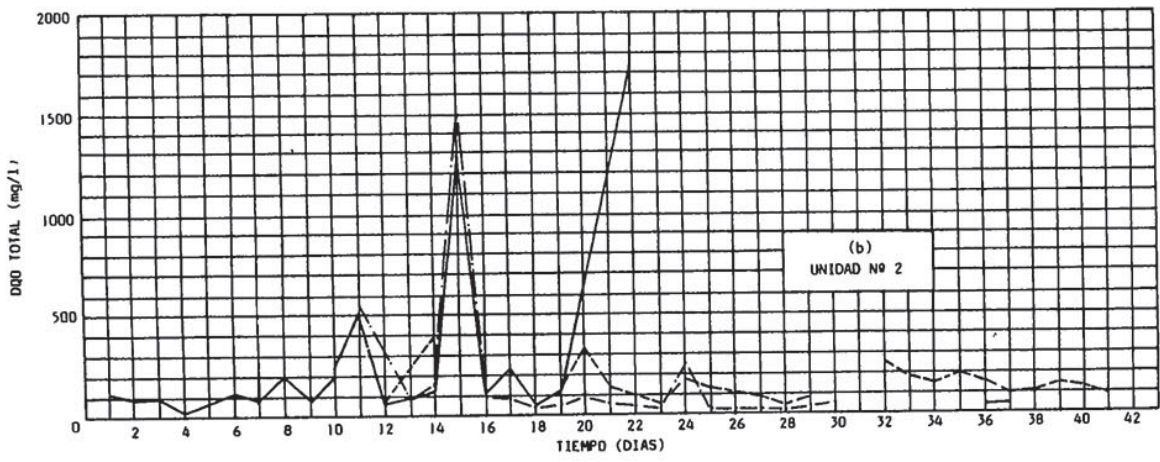
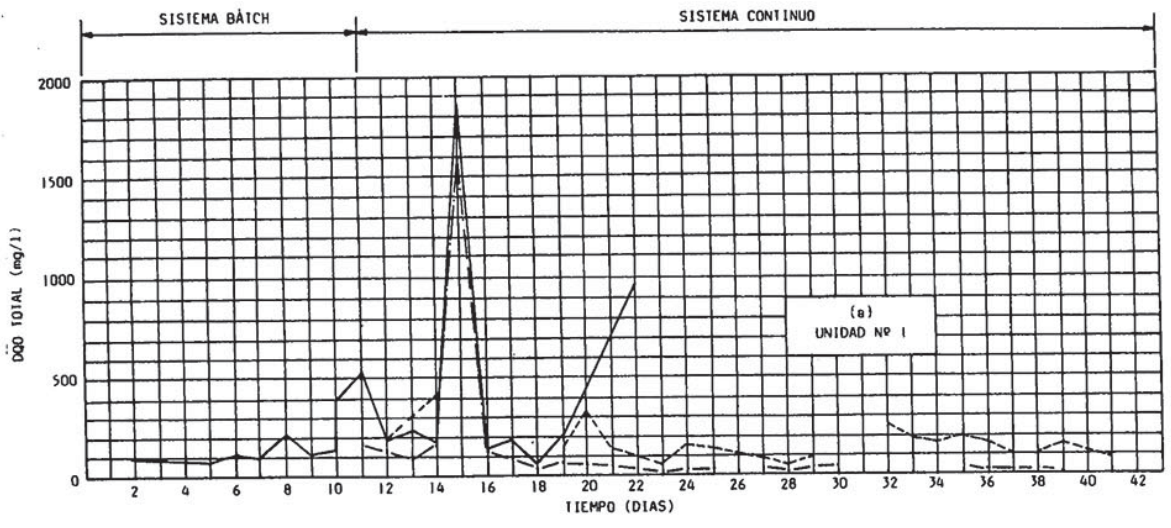


FIGURA Nº 8.12 LA DQO TOTAL EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

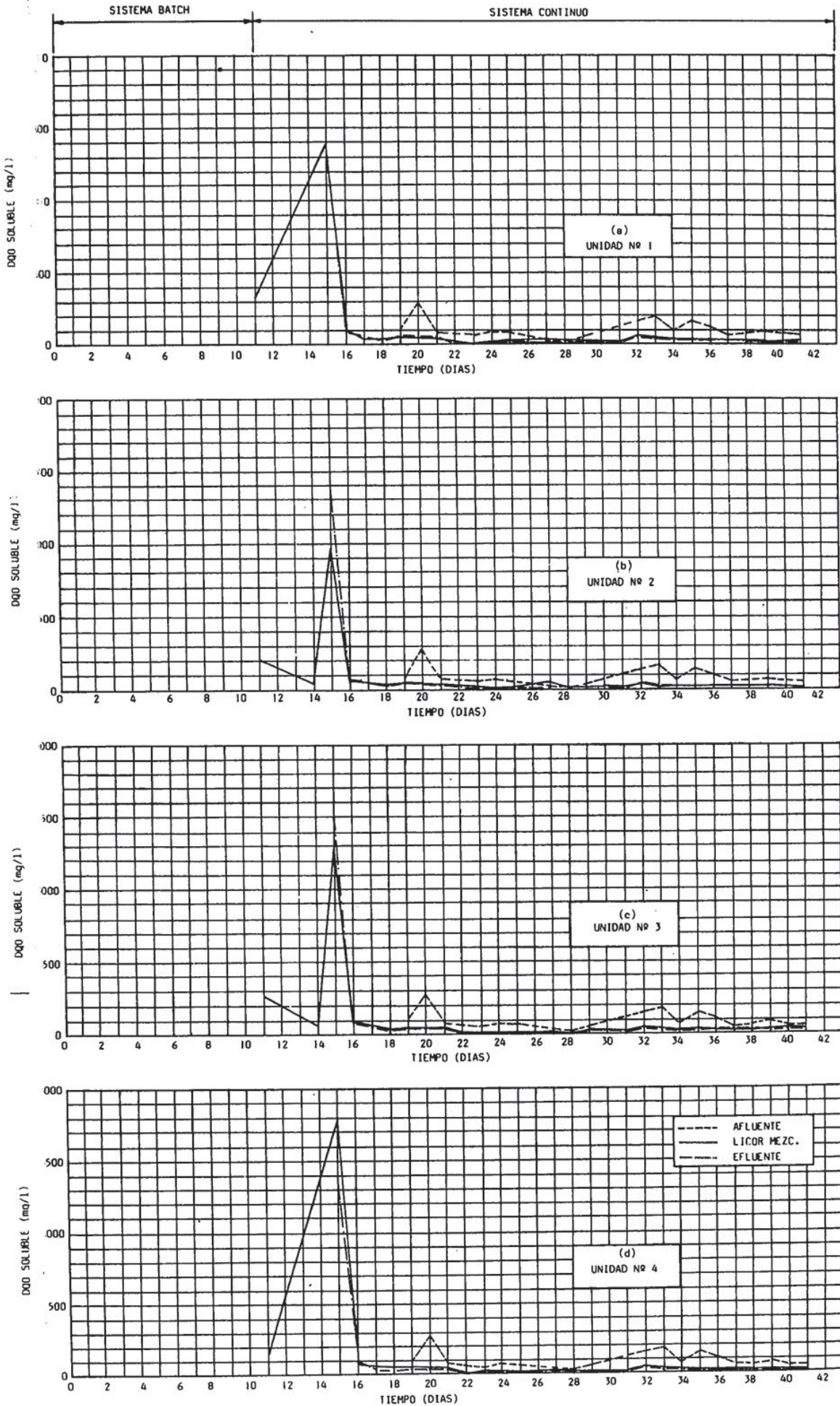


FIGURA Nº 8.13 LA DQO SOLUBLE EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

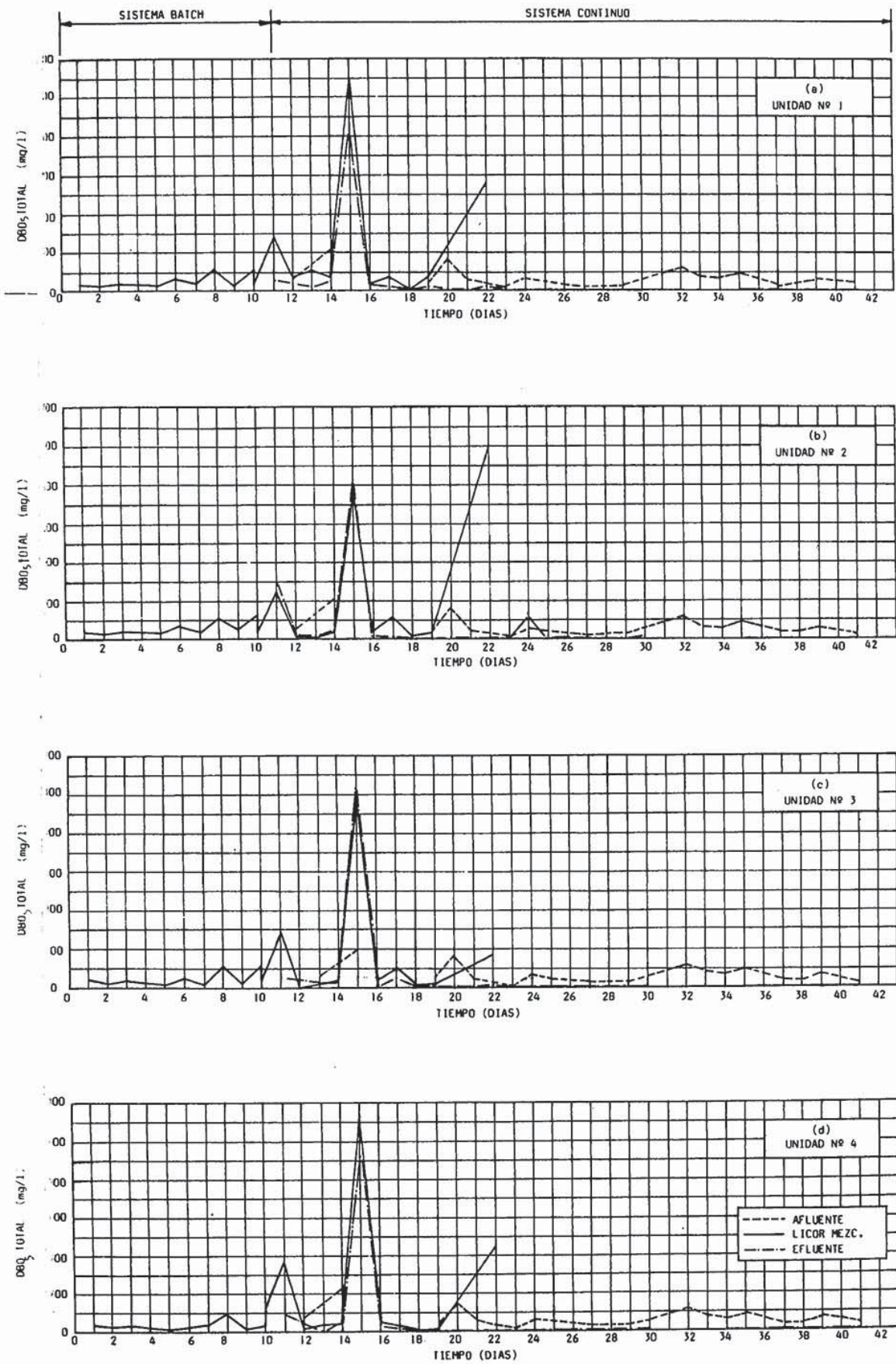


FIGURA Nº 8.14 LA DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO TOTAL (DBO₅TOTAL) EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

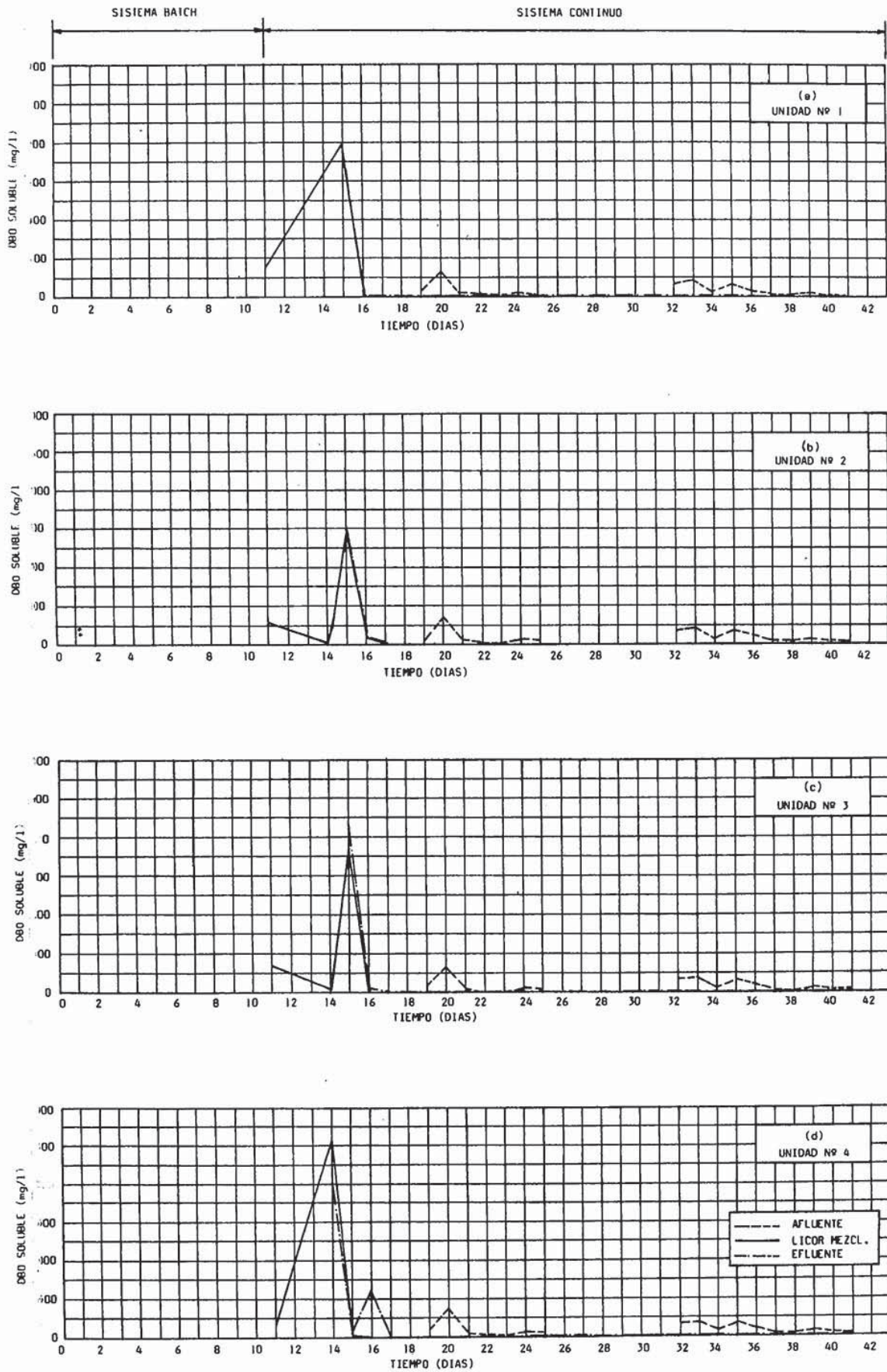


FIGURA Nº 8.15 DBO₅ SOLUBLE EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

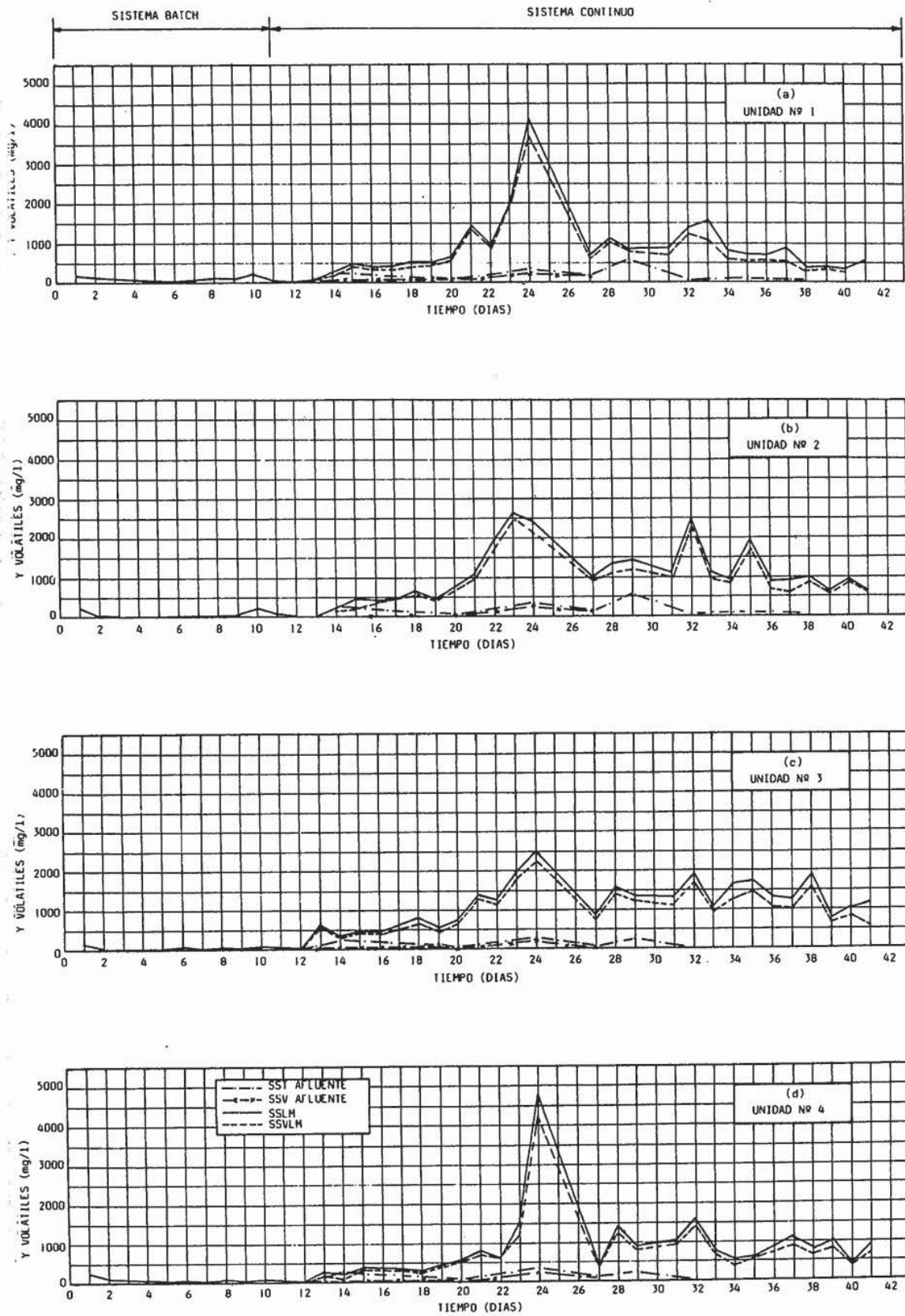


FIGURA Nº 8.16 LOS SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLATILES EN EL AFLUENTE Y LICOR MEZCLADO DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

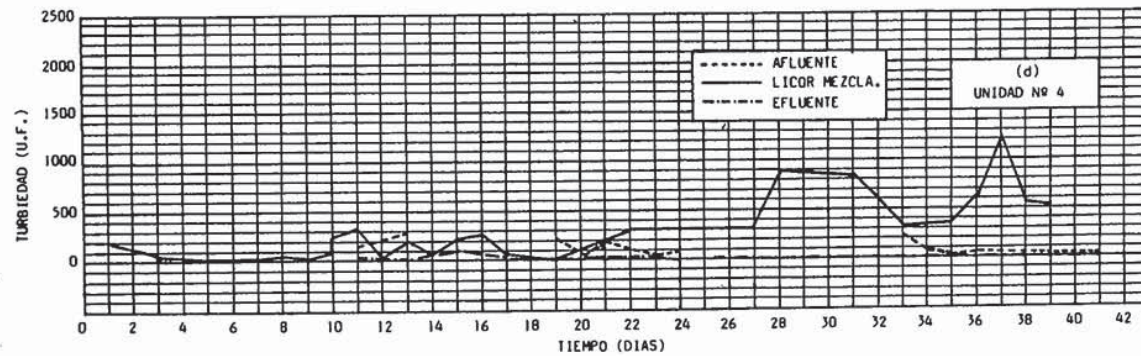
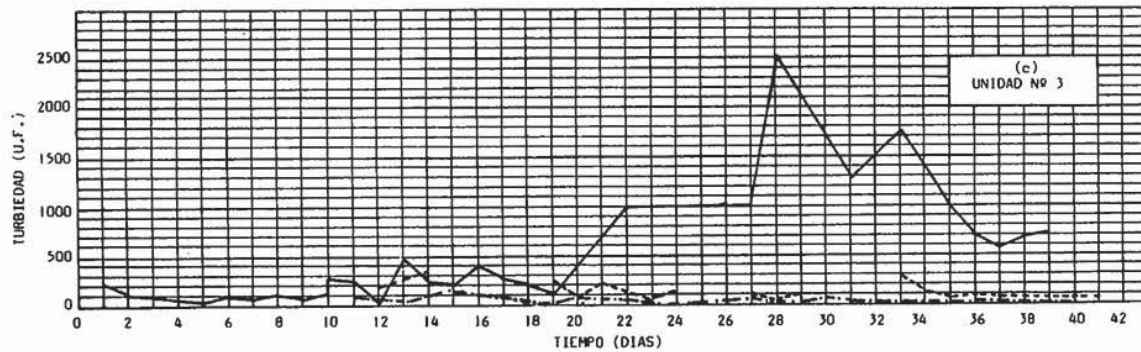
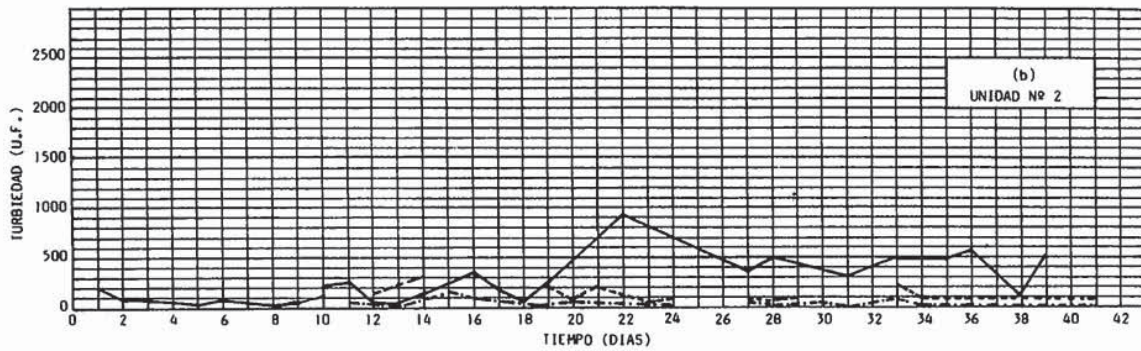
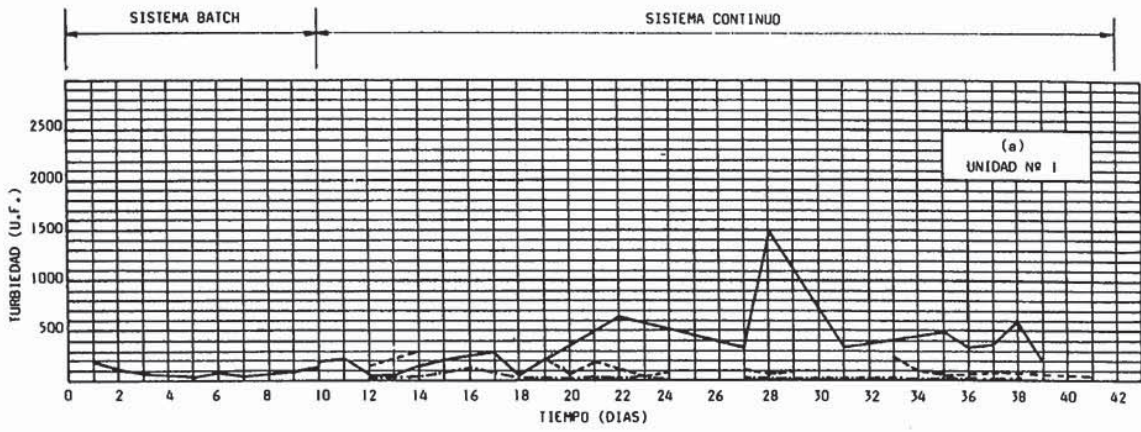


FIGURA Nº 8.17 LA TURBIEDAD EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

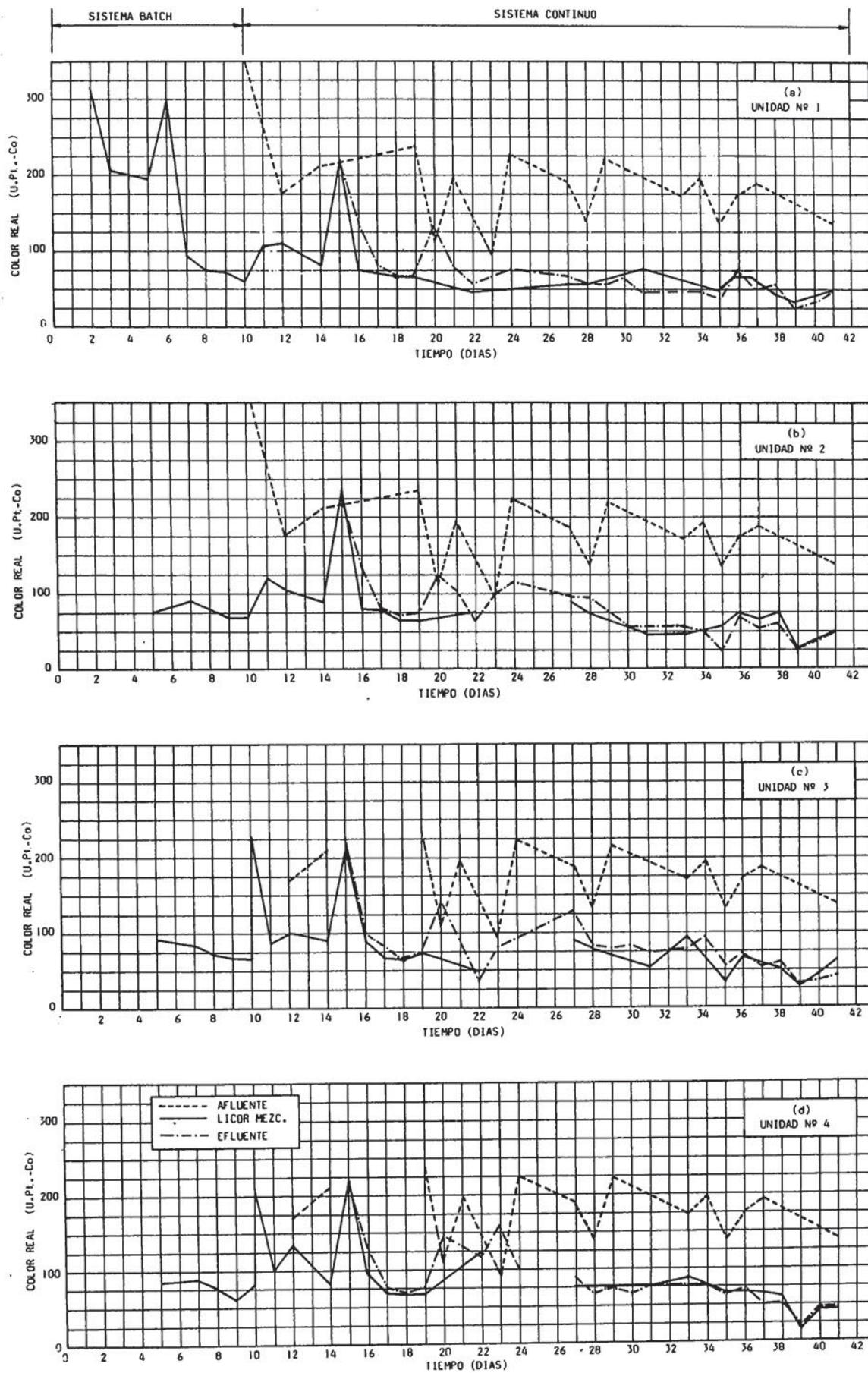


FIGURA Nº 8.18 EL COLOR REAL EN EL AFLUENTE, LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

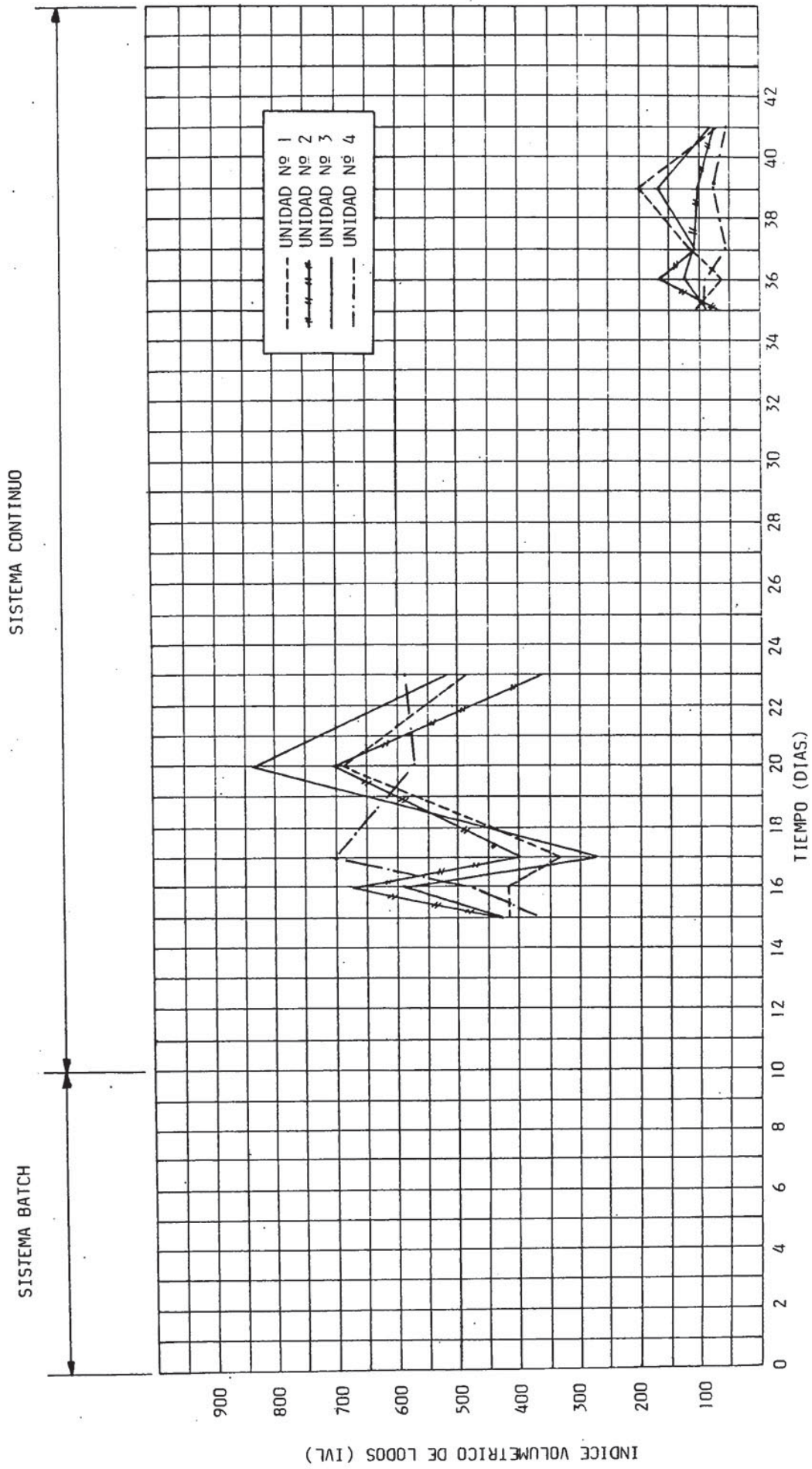


FIGURA Nº 8.19 EL INDICE VOLUMETRICO DE LODOS (IVL) DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

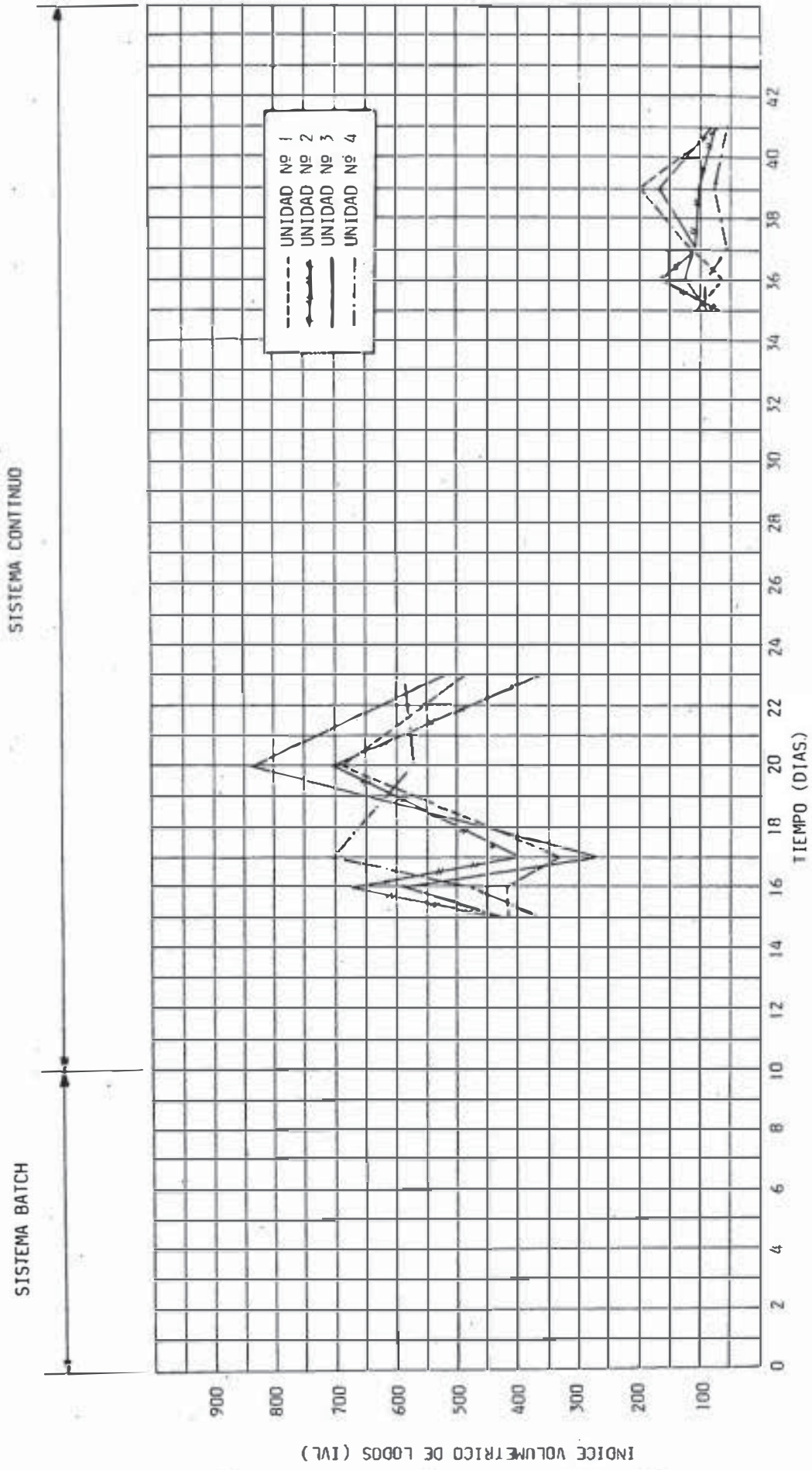


FIGURA Nº 8.19 EL INDICE VOLUMETRICO DE LODOS (IVL) DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

CUADRO 8.12

PARES DE DATOS. CORRELACION ENTRE DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (DQO) Y DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO (DBO)

N	Y = DQO (ppm)	X = DBO (ppm)
1	364	375
2	136	106
3	209	289
4	118	256
5	100	459
6	396	200
7	168	83
8	119	88
9	119	85
10	139	72
11	318	164
12	164	142
13	93	167
14	154	78
15	154	57
16	88	52
17	25	6
18	21	6
19	26	9
20	28	19
21	28	8
22	20	5

$$y = 46.6216 + 0.6764 x$$

ó

$$DQO = 46.62 + 0.68 DBO$$

$$r = 0.83$$

$$S_e = 45.09$$

c. Variación de la fracción de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM/SSTLM)

La variación de la fracción de sólidos suspendidos volátiles respecto de los totales en el licor mezclado en función del tiempo se muestra en el Cuadro Nº 8.13 y Figura Nº 8.20, obteniéndose los siguientes valores promedios : 88, 90, 89 y 89% para las Unidades Nºs. 1, 2, 3 y 4 respectivamente.

d. Remoción de DBO total y soluble, turbiedad, color y DQO total y soluble

Los porcentajes de remoción de los parámetros de control referidos durante el período de funcionamiento continuo se indican en los cuadros Nºs. 8.14, 8.15 y 8.16 y figuras 8.21 y 8.22. Los valores promedio de remoción, en porcentaje (%), que se obtuvieron son : de DBO total 93, 90, 95 y 97, en las unidades 1, 2, 3 y 4, respectivamente; así mismo de DBO soluble 99, 99, 99 y 100; de turbiedad 72, 73, 67 y 76; de color verdadero 68, 64, 61 y 63; de DQO total 74, 73, 72 y 75; y de DQO soluble 70, 67, 70 y 72.

e. Sedimentabilidad de lodos

Los datos de los ensayos de sedimentabilidad de lodos efectuados en sistema Batch empleando probetas graduadas de 1000 ml. se presentan en el cuadro Nº 8.17 y se encuentran representadas gráficamente en la figura Nº 8.23, en donde se ha indicado las tangentes al punto de bisección para la determinación de los valores de las velocidades críticas.

A partir de la figura Nº 8.23 se calculan las concentraciones y velocidades críticas (SS_{cr} y V_{cr} , respectivamente) para la sedimentación de los lodos activados, aplicables al diseño del clarificador, teniendo en cuenta que :

$$SS_{cr} = \frac{1000}{H_i} \times SSLM \quad (\text{mg/l})$$

$$V_{cr} = \frac{H_i}{t} \times \frac{1440}{100} \quad (\text{m/día})$$

CUADRO Nº 8.13

VARIACION DE SSV/SS EN EL LICOR MEZCLADO (%)

DIA	UNIDAD Nº			
	1	2	3	4
1	90.0	78.3	96.6	96.6
2	100.0	100.0	95.5	100.0
3	100.0	100.0	100.0	100.0
4				
5	100.0	100.0	100.0	100.0
6	100.0	100.0	100.0	100.0
7	100.0	100.0	100.0	100.0
8	82.8	92.3	97.6	100.0
9	96.3	97.8	96.1	100.0
10	89.3	90.4	95.6	95.3

DIA	UNIDAD Nº			
	1	2	3	4
11	100.0	100.0	100.0	100.0
12	100.0	100.0	100.0	93.3
13	77.7	72.2	74.0	76.5
14	87.3	73.0	82.9	73.1
15	85.6	88.5	87.3	88.5
16	93.8	92.1	96.5	95.6
17	85.9	85.8	81.0	85.4
18	81.5	81.1	80.7	78.8
19	91.7	89.2	86.9	88.0
20	92.4	93.1	92.8	94.2
21	92.1	90.5	91.4	90.3
22	90.6	90.0	91.4	97.5
23	99.4	91.5	92.7	88.5
24	89.6	89.0	90.3	89.0
25				
26				
27	83.5	86.7	86.3	78.9
28	86.2	87.5	88.2	86.0
29	91.5	89.8	90.7	97.0
30				
31	83.8	85.5	87.0	83.4
32	87.8	91.9	87.4	89.2
33	66.9	87.1	88.3	84.1
34	79.7	84.5	72.4	69.3
35	78.9	85.4	85.2	81.8
36	85.1	86.2	85.2	85.5
37	65.9	76.8	79.8	78.7
38	68.0	84.0	83.2	86.7
39	94.7	98.0	90.4	79.1
40	89.0	100.0	82.4	89.0
41	78.3	77.3	47.0	81.8
PROM:	88.3	89.6	88.7	89.2

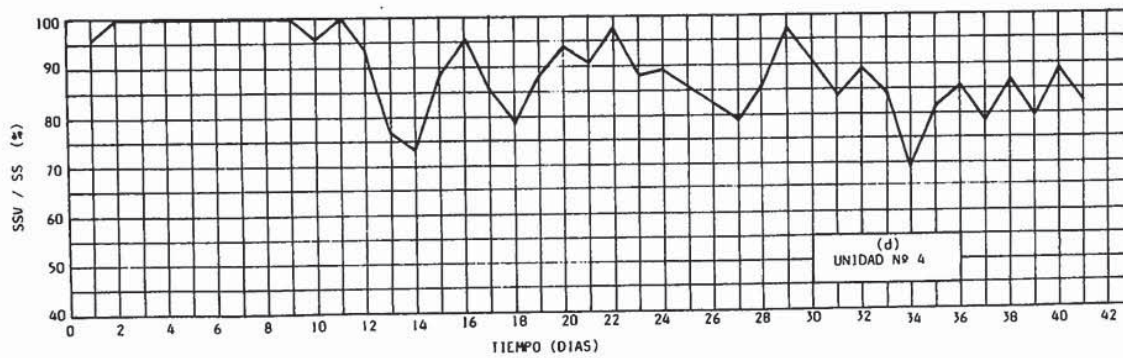
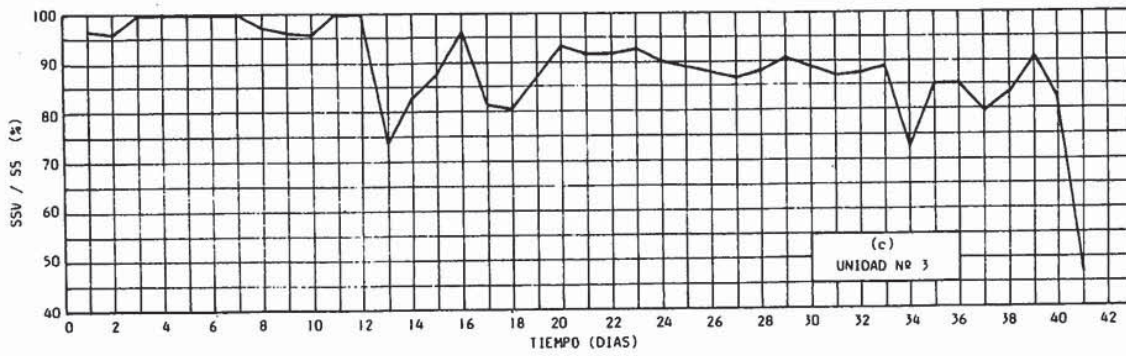
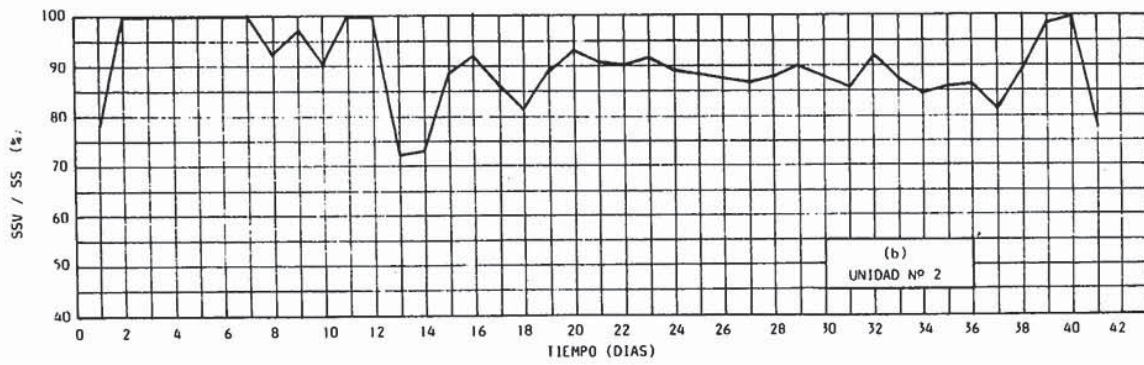
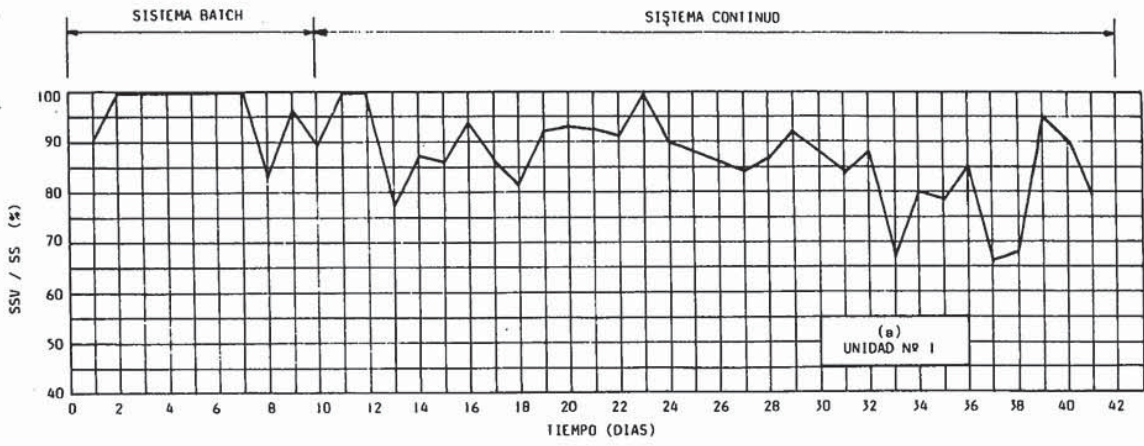


FIGURA Nº 8.20 RELACION DE SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES Y TOTALES EN EL LICOR MEZCLADO

PORCENTAJE DE REMOCION DE DBOTOTAL, DBOSOLUBLE, TURBIEDAD Y COLOR

(a) UNIDAD Nº 1

DIA	DBOTOTAL (mg/lit.)			DBOSOLUBLE (mg/lit.)			TURBIEDAD (U.F.)			COLOR VERDADERO (U.C.)		
	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.
11		156										
12	178				160			52			172	
13		60	66					45	72			
14	517	137	74		290					210		
15		2,273		1,980				145	50			
16		92	82	63				55	81			
17		48	91	9				25	91			
18		0	100	0				30	86			
19	135	33	76	72	9	88	210	75	55	27	110	130
20	401	2	100	339	9	97	75	42	78	195	85	56
21	135	0	100	41	0	100	195	60	69			
22		80	41	0	100	0	60	35	30	95	65	32
23	12	0	100	5	0	100	50	105	30	71	225	75
24	173	0	100	52	0	100	105					
25	119	0	100	25	0	100						
26												
27	53	0	100		110	35	68	190	65	66		
28		0	100		71	18	75	135	55	59		
29	68	0	100		100	22	78	220	55	75		
30		0	100		26	25	75		65	70		
31					18	82			45	80		
32	289			159	0	100						
33	191			191	0	100	240	45	81	173	45	74
34	159			61	0	100	100	20	80	195	45	77
35	224	0	100	159	0	100	62	25	60	135	35	74
36	159	0	100	94	0	100	86	10	88	175	75	57
37	79	0	100	23	0	100	75	16	79	190	48	75
38	89	0	100	26	0	100		23	69		55	71
39	153	0	100	58	0	100		3	96		25	87
40	106	0	100	26	0	100		8	89		30	84
41	60	0	100	28	0	100	57	22	61	138	41	70

PROM: 92.6

99.3

72.3

67.5

(b) UNIDAD Nº 2

DIA	DBOTOTAL (mg/lit.)			DBOSOLUBLE (mg/lit.)			TURBIEDAD (U.F.)			COLOR VERDADERO (U.C.)		
	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.	AFL.	EFL.	% REMOC.
11		753										
12	178				160			68			172	
13		60	66					45	72			
14	517	151	71		290					210		
15		2,127		1,980				148	49		235	
16		63	88	63							138	34
17		34	93	25				60	79		80	62
18		0	100	0				22	92		70	67
19	135	2	99	72	9	88	210	28	87	235	75	68
20	401	56	86	339	0	100	75	80		110	125	
21	135	0	100	41	0	100	195	45	77	125	105	46
22		0	100	0	100	0	45	77		60	69	
23	12	0	100	5	0	100	50	30	40	95	95	
24	173	301		52	0	100	105	40	62	225	115	49
25	119	0	100	25	0	100						
26												
27	53	0	100		110	30	73	190	95	50		
28		0	100		71	22	69	135	95	30		
29	68	0	100		100	38	62	220	75	66		
30		26	62		0	100	35	65		55	75	
31					0	100	5	95		55	75	
32	289			159	6	96						
33	191			191	0	100	240	95	60	173	55	68
34	159			61	0	100	100	25	75	195	50	74
35	224	0	100	159	0	100	62	25	60	135	25	81
36	159	0	100	94	0	100	86	12	86	175	72	59
37	79	0	100	23	0	100	75	15	80	190	55	71
38	89	0	100	26	0	100		22	71		62	67
39	153	0	100	58	0	100		11	85		25	87
40	106	0	100	26	0	100		5	93		35	82
41	60	0	100	28	0	100	57	24	58	138	45	67

PROM: 90

99.3

72.5

64.1

CUADRO Nº 8.15

PORCENTAJE DE REMOCION DE DBDTOTAL, DBDSOLUBLE, TURBIEDAD Y COLOR

(a) UNIDAD Nº 3

DIA	DBD-TOTAL (mg/l.)		DBD-SOLUBLE (mg/l.)		TURBIEDAD (U.F.)		COLOR REAL (U.C.)	
	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.
11	156				56		132	
12	178				160		172	
13	60	66			45	72		
14	517	63	88		290		210	
15	2,566			2,126	130	55	215	
16	48	91		63			100	52
17	136	74		9	90	69	85	60
18	0	100		0	35	88	65	69
19	135	2	99	72	210	35	83	75
20	401	33	92	339	75	75	110	135
21	135	0	100	41	0	100	195	95
22	40	70		0	65	67	40	79
23	12	0	100	5	35	30	95	85
24	173	0	100	52	40	62	225	95
25	119	0	100	25	0	100		
26								
27	53	0	100	0	110	65	41	190
28	0	100		0	71	52	27	135
29	68	0	100	0	100	28	72	220
30	4	94		0	55	45	85	61
31				0	12	88	75	66
32	289			159	9	94		
33	191			191	0	100	240	41
34	159			61	0	100	100	32
35	224	0	100	159	0	110	62	35
36	159	0	100	94	0	100	86	17
37	79	0	100	23	0	100	75	15
38	89	0	100	26	0	100	26	65
39	153	0	100	58	0	100	9	88
40	106	0	100	26	0	100	7	91
41	60	0	100	28	0	100	57	18
PROM:		94.5		99.4		66.8		(1) 58.6

(b) UNIDAD Nº 4

DIA	DBD-TOTAL (mg/l.)		DBD-SOLUBLE (mg/l.)		TURBIEDAD (U.F.)		COLOR VERDADERO (U.C.)	
	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.	AFL.	% REMOC.
11	230				57		150	
12	178				160		172	
13	23	87			35	78		
14	517	77	85		290		210	
15	2,273			1,980	128	56	215	
16	92	82		77			135	36
17	77	85		557	45	84	75	64
18	0	100		0	23	92	70	67
19	135	2	99	72	2	97	210	30
20	401	9	98	339	2	99	75	65
21	135	0	100	41	0	100	195	72
22	40	70		0	50	74	115	41
23	12	0	100	5	0	100	50	55
24	173	0	100	52	0	100	105	25
25	119	0	100	25	0	100		
26								
27	53	0	100	0	110	25	77	190
28	0	100		0	71	15	79	135
29	68	0	100	0	100	18	82	220
30	4	94		0	35	65	65	70
31				0	11	89	75	66
32	289			159	0	100		
33	191			191	0	100	240	34
34	159			61	0	100	100	35
35	224	0	100	159	0	100	62	26
36	159	0	100	94	0	100	86	12
37	79	7	91	23	0	100	75	13
38	89	0	100	26	0	100	16	79
39	153	0	100	58	0	100	7	91
40	106	0	100	26	0	100	21	72
41	60	0	100	28	0	100	57	23
PROM:		96.7		99.8		(1) 73.7		52.9

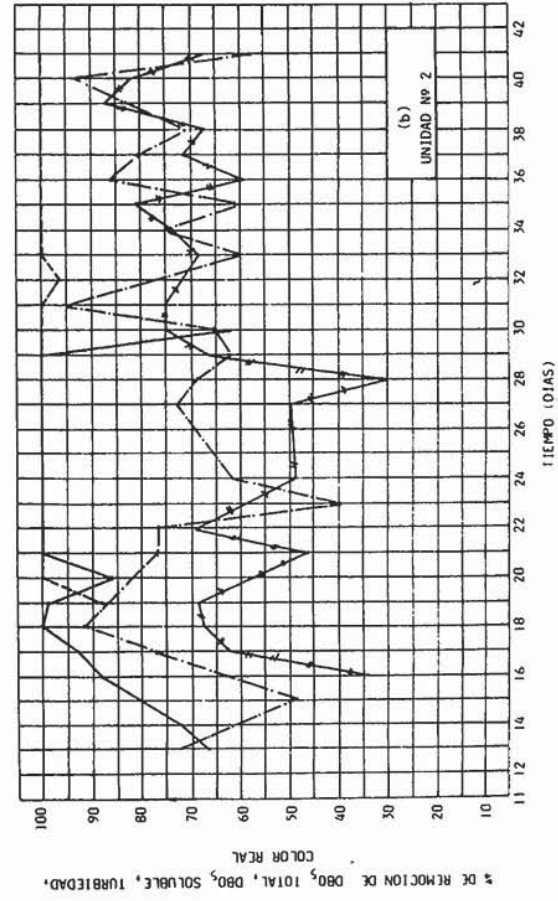
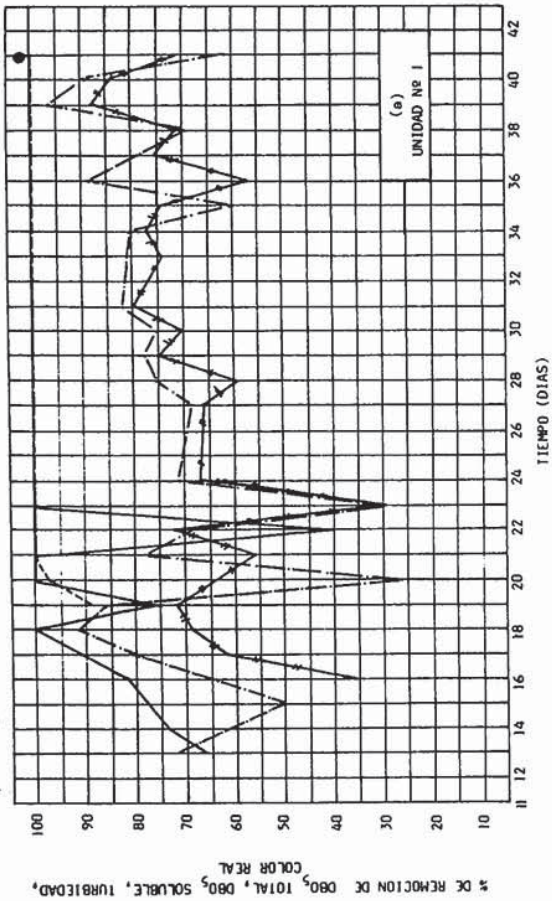
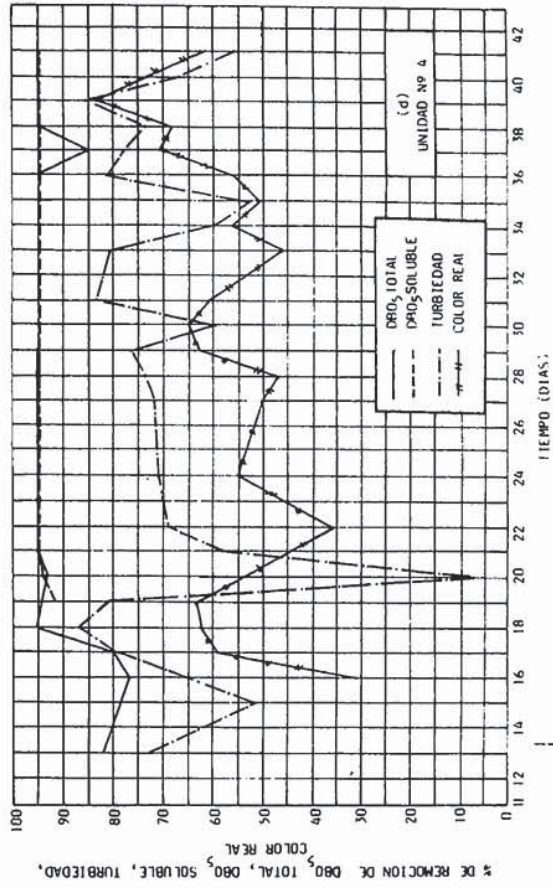
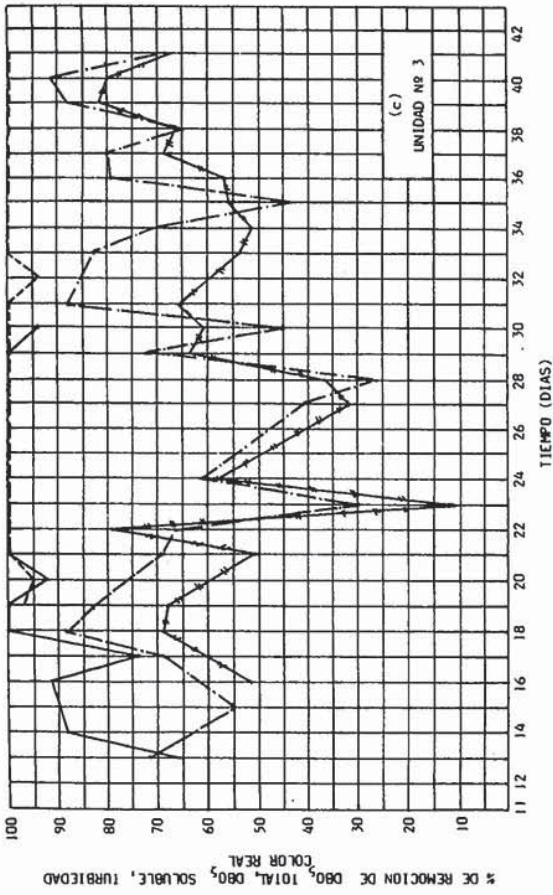


FIGURA No. 8.21 REMOCION DE DBO₅ TOTAL, DBO₅ SOLUBLE, TURBIEDAD Y COLOR REAL DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

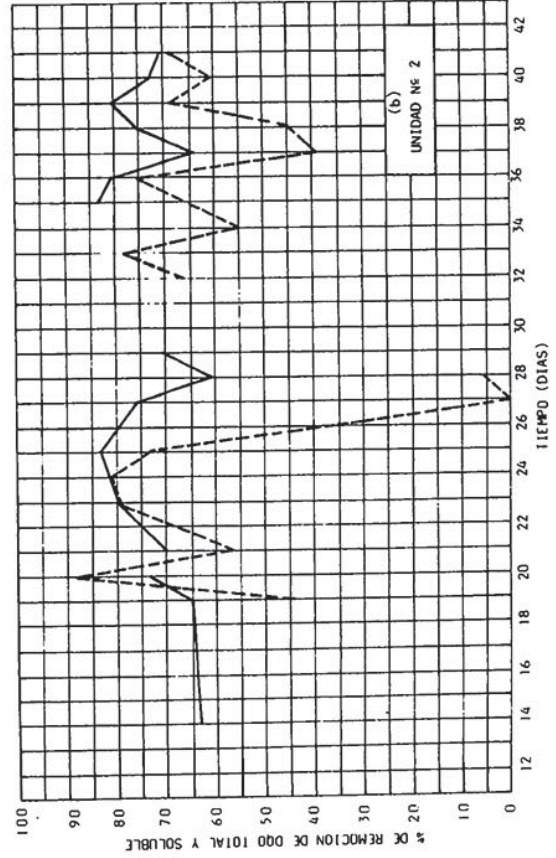
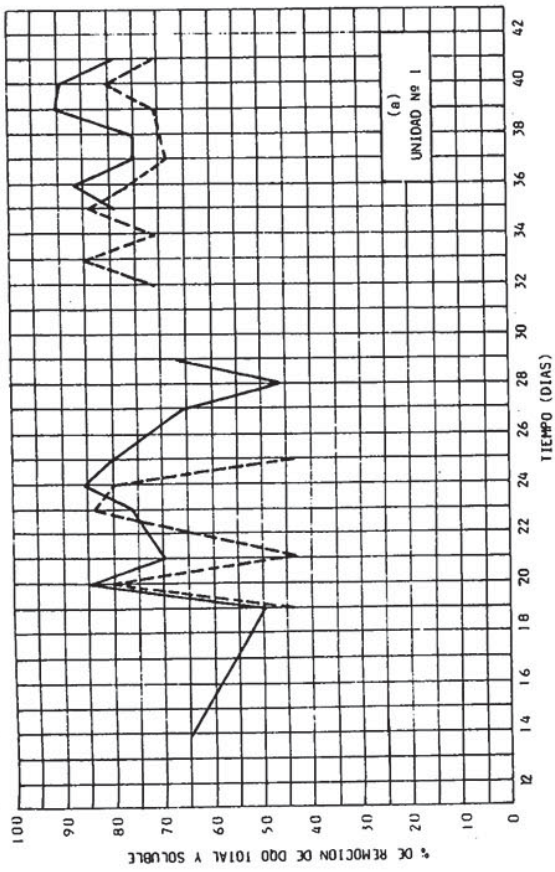
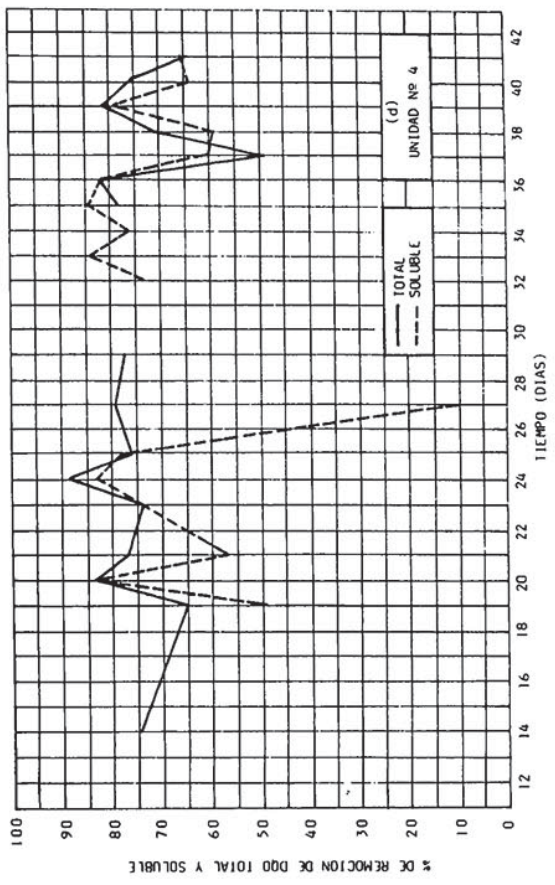
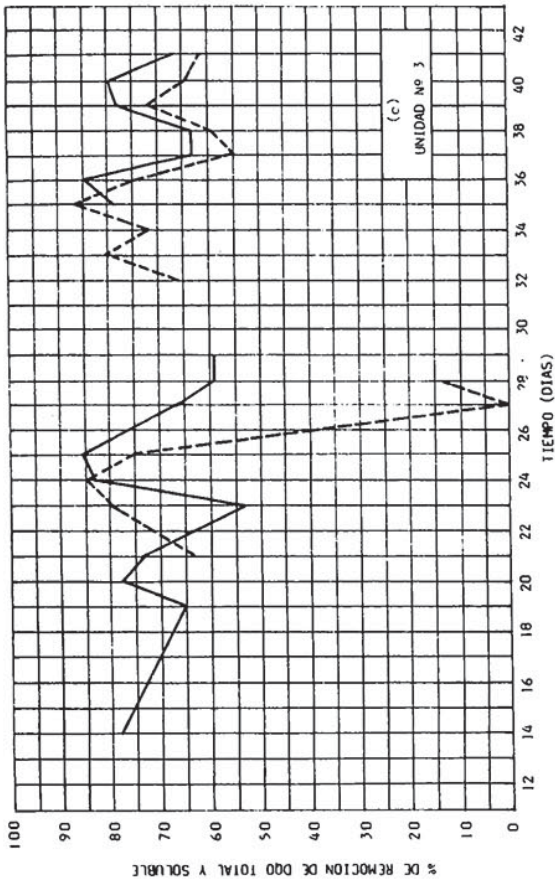


FIGURA Nº 8.22 REMOCION DE DQO TOTAL Y SOLUBLE DURANTE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

SEDIMENTABILIDAD DE Lodos

(c) UNIDAD Nº 3

TIEMPO DE SEDIMENTACION (min)	ALTURA DE LA INTERFASE (ml)							
	670 mg/lit	450 mg/lit	630 mg/lit	720 mg/lit	1,915 mg/lit	1,345 mg/lit	765 mg/lit	
0	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	
5	670	470	460	915	995	975	890	
10	345	370	280	825	990	955	880	
15	270	330	240	750	990	935	760	
20	240	305	200	690	990	910	710	
25	220	280	183	640	990	885	690	
30	205	265	170	600	985	855	660	
35	190	255	160	560	985	840	650	
40	180	240	150	530	985	810	630	
45	175	230	145	505	980	790	630	
50	170	225	140	475	980	770	620	
55	165	220	140	450	980	750	610	
60	160	210	138	430	980	730	610	

(a) UNIDAD Nº 1

TIEMPO DE SEDIMENTACION (min)	ALTURA DE LA INTERFASE (ml)							
	470 mg/lit	385 mg/lit	395 mg/lit	630 mg/lit	2,020 mg/lit	845 mg/lit	380 mg/lit	
0	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	
5	560	270	500	850	1000	980	600	
10	315	220	240	715	995	970	490	
15	250	195	200	610	995	965	450	
20	220	180	170	535	990	965	400	
25	210	170	153	475	985	965	400	
30	195	160	130	430	980	* 975	380	
35	180	155	125	400	985	* 990	370	
40	175	150	125	370	980	*1000	370	
45	170	140	125	350	980	*1000	370	
50	165	140	120	330	978	*	370	
55	160	135	118	310	970	*	370	
60	165	135	115	300	970	*	370	

(*) Presencia de flocs livianos que empiezan a ascender, separándose de una parte del lodo sedimentado.

(d) UNIDAD Nº 4

TIEMPO DE SEDIMENTACION (min)	ALTURA DE LA INTERFASE (ml)							
	385 mg/lit	360 mg/lit	355 mg/lit	550 mg/lit	1,395 mg/lit	930 mg/lit	1,055 mg/lit	
0	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	
5	520	300	650	620	960	735	340	
10	240	240	400	490	920	650	230	
15	185	210	340	415	890	605	230	
20	165	195	290	370	860	570	230	
25	150	180	270	340	840	550	225	
30	140	170	250	315	815	525	225	
35	130	165	240	295	800	520	225	
40	130	155	230	280	780	505	225	
45	125	150	220	270	760	495	220	
50	120	148	215	260	745	485	220	
55	115	140	210	250	710	480	220	
60	115	140	205	240	700	470	220	

(b) UNIDAD Nº 2

TIEMPO DE SEDIMENTACION (min)	ALTURA DE LA INTERFASE (ml)							
	450 mg/lit	405 mg/lit	450 mg/lit	755 mg/lit	2,655 mg/lit	1,270 mg/lit	690 mg/lit	
0	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	
5	570	480	460	885	1000	870	270	
10	310	380	290	790	985	790	250	
15	240	340	250	700	975	725	240	
20	215	310	220	635	970	670	230	
25	200	285	195	575	960	640	230	
30	190	270	180	530	955	620	230	
35	175	260	170	490	955	610	230	
40	170	245	160	460	940	600	230	
45	160	240	160	430	935	600	230	
50	160	230	155	405	925	*	230	
55	150	225	155	380	913	*	230	
60	150	220	150	365	910	*	230	

(*) Presencia de flocs livianos que empiezan a ascender, separándose de una parte del lodo sedimentado.

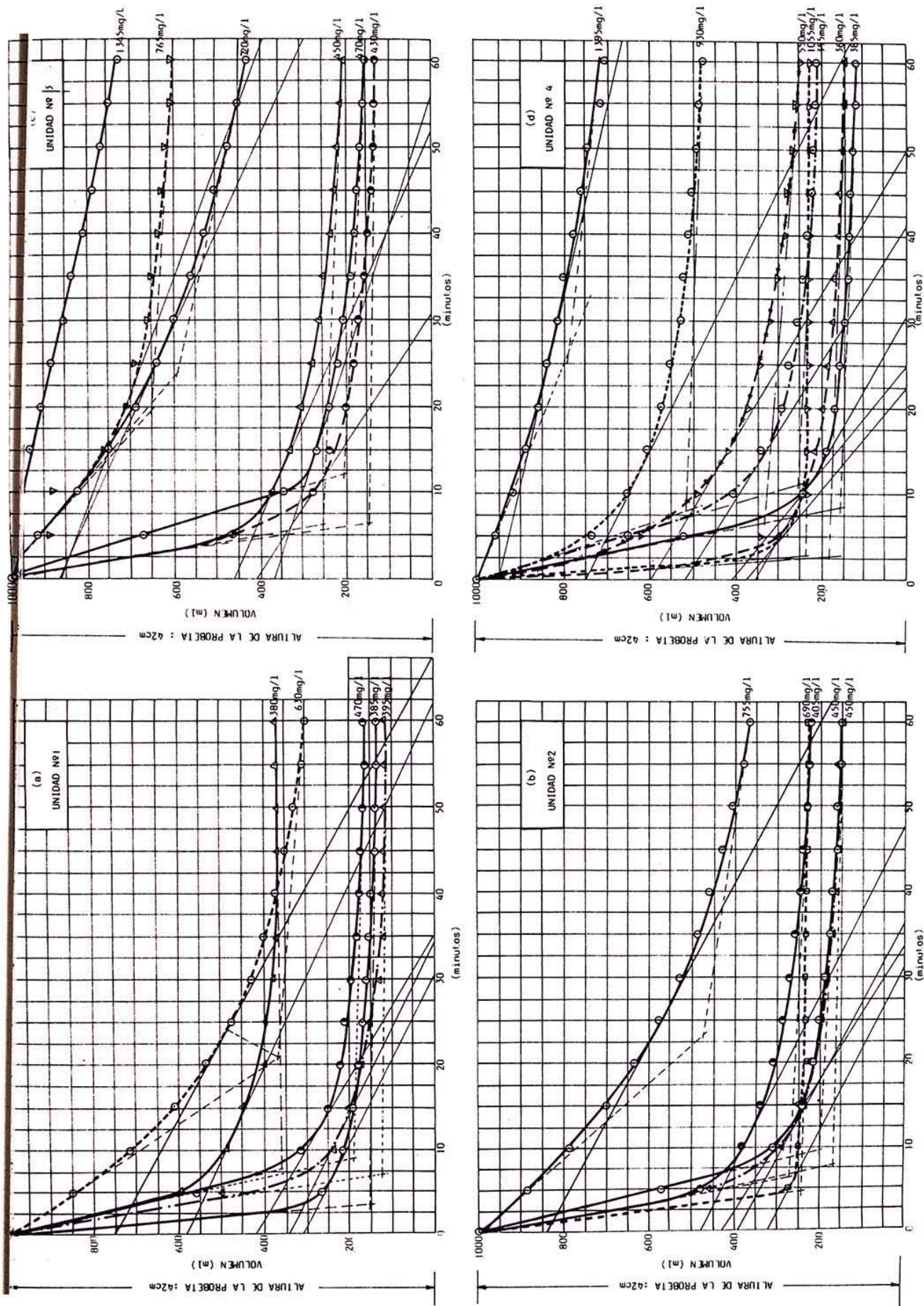


FIGURA Nº 8.23 CURVAS DE SEDIMENTACION PARA Lodos ACTIVADOS

CUADRO Nº 8.18

CALCULO DE LAS CONCENTRACIONES CRITICAS (SS_{cr})

	(a) UNIDAD Nº 1					(b) UNIDAD Nº 2				
SSTA (mg/l)	470	385	395	630	380	450	405	450	755	690
Hi (ml)	420	312	346	755	579	433	483	392	837	321
SS _{cr} (mg/l)	1,119	1,234	1,142	834	656	1,039	1,736	1,148	902	2,150

	(c) UNIDAD Nº 3					(d) UNIDAD Nº 4				
SSTA (mg/l)	470	450	430	720	765	385	360	355	550	930
Hi (ml)	367	458	400	858	850	408	350	517	600	750
SS _{cr} (mg/l)	1,280	983	1,075	839	900	944	1,029	687	917	1,240
										2,813

CUADRO Nº 8.19

CALCULO DE LAS VELOCIDADES CRITICAS CON LA TANGENTE AL PUNTO DE COMPACTACION (Vcr)

	(a) UNIDAD Nº 1					(b) UNIDAD Nº 2				
SSTA (mg/l)	470	385	395	630	380	450	405	450	755	690
Hi x $\frac{36}{1000}$ (cm)	15.1	11.2	12.5	27.2	20.8	15.6	17.4	14.1	30.1	15.6
t (min)	35.4	30.8	34.4	67.5	62.5	33.3	47.5	36.2	78.9	30.8
Vcr (m/día)	6.1	5.2	5.2	5.8	4.8	6.7	5.3	5.6	5.5	7.3

	(c) UNIDAD Nº 3					(d) UNIDAD Nº 4				
SSTA (mg/l)	470	450	430	720	765	385	360	355	550	930
Hi x $\frac{36}{1000}$ (cm)	13.2	16.5	14.4	30.9	30.6	14.7	12.6	18.6	21.6	27
t (min)	56.7	52.1	30.8	93.3	115.8	25	30.6	40.8	48.9	74.4
Vcr (m/día)	3.4	4.6	6.7	4.8	3.8	8.5	5.9	6.6	6.4	5.2
										8.6

f. Variación de oxígeno disuelto y demanda química de oxígeno soluble.

Fase endógena

Los datos del oxígeno disuelto y demanda química de oxígeno soluble durante la fase endógena se encuentran tabulados en el cuadro N° 8.20 y graficados en las figuras N°s 8.24 y 8.25, respectivamente.

g. Factor de carga (U)

A partir de los valores promedio de DBO y SSVLM en cada una de las Unidades se obtienen los siguientes valores de factor de carga (U):

CUADRO 8.21

VALORES DE FACTOR DE CARGA

UNIDAD	DBO _{TOTAL} AFLUENTE (ppm)	SSVLM (ppm)	U gr DBO/gr SSVLM .día
1	165	699	3.77
2	165	886	2.9
3	165	936	2.8
4	165	712	3.6

h. Tiempo promedio de retención celular (θ_c)

Los valores relativos al tiempo promedio de retención celular (θ_c), aplicando la ecuación (3-83), sin considerar el caudal de lodo de exceso, se muestran en el cuadro 8.22 .

CUADRO Nº 8.20
DATOS DE ENSAYO - FASE ENDOGENA

(a) UNIDAD Nº 1

TIEMPO	TEMPERAT. (°C)	OD (ppm)	DQO ₅ (ppm)	SSLM (ppm)	SSVLM (ppm)	pH
0	21.5	14.27	17.44	---	---	---
12'	21.5	11.37	---	---	---	---
22'	21.2	12.47	---	---	---	---
30'	21.2	8.87	---	---	---	---
43'	21.2	6.67	---	---	---	---
1h	21.2	4.77	---	---	---	---
1h,20'	---	---	11.99	556	464	---
1h,30'	21.2	3.42	---	---	---	---
1h,50'	21.2	1.37	---	---	---	---
2h,05'	21.2	3.42	---	---	---	---
2h,20'	---	---	10.17	---	---	---
2h,28'	21.2	1.61	---	---	---	---
2h,42'	21.5	1.45	---	---	---	---
3h	---	1.72	10.90	892	732	7.35
3h,12'	21.5	1.57	---	---	---	---
3h,33'	21.4	2.92	---	---	---	---
4h,47'	21.2	4.57	---	---	---	---
5h,10'	21.2	2.29	---	---	---	---
5h,25'	---	---	10.90	---	---	---
5h,45'	21.6	2.24	---	---	---	---
6h,07'	21.2	1.34	---	---	---	---
6h,23'	21.2	1.49	10.90	---	---	7.41
6h,39'	---	1.74	---	---	---	---
21h,55'	---	---	8.72	---	---	---
22h,55'	---	---	---	640	516	7.49
23h,30'	21.1	1.59	---	---	---	---

(c) UNIDAD Nº 3

TIEMPO	TEMPERAT. (°C)	OD (ppm)	DQO ₅ (ppm)	SSLM (ppm)	SSVLM (ppm)	pH
0	21.2	13.02	31.6	---	---	---
08'	21.1	12.97	---	---	---	---
19'	21.0	11.27	---	---	---	---
30'	21.0	10.12	---	---	---	---
42'	21.2	7.82	---	---	---	---
1h	21.1	5.27	---	---	---	---
1h,13'	---	---	23.98	1344	1092	---
1h,30'	21.1	4.17	---	---	---	---
1h,50'	21.2	1.87	---	---	---	---
2h,03'	21.2	1.82	---	---	---	---
2h,13'	---	---	21.07	---	---	---
2h,15'	21.1	1.77	---	---	---	---
2h,28'	21.2	2.27	---	---	---	---
2h,41'	21.4	1.87	---	---	---	---
2h,53'	---	---	21.8	1088	868	7.5
3h	21.2	1.88	---	---	---	---
3h,13'	21.2	1.42	---	---	---	---
3h,38'	21.2	5.62	---	---	---	---
4h,55'	21.1	2.27	---	---	---	---
5h,13'	21.2	1.84	---	---	---	---
5h,18'	---	---	19.08	---	---	---
5h,45	21.1	1.94	---	---	---	---
6h,09'	21.1	1.99	---	---	---	7.55
6h,18'	---	---	18.53	---	---	---
6h,26'	21.2	1.79	---	---	---	---
6h,52'	21.2	3.59	---	---	---	---
21h,48'	---	---	13.08	---	---	---
22h,48'	---	---	---	1088	872	7.86
23h,30'	20.9	1.69	---	---	---	---

(b) UNIDAD Nº 2

TIEMPO	TEMPERAT. (°C)	OD (ppm)	DQO ₅ (ppm)	SSLM (ppm)	SSVLM (ppm)	pH
0	21.2	14.47	21.8	---	---	---
09'	21.2	13.57	---	---	---	---
19'	21.0	12.27	---	---	---	---
30'	21.0	11.07	---	---	---	---
42'	21.2	9.52	---	---	---	---
1h,02'	21.1	7.17	---	---	---	---
1h,20'	---	---	19.62	616	520	---
1h,32'	21.1	4.47	---	---	---	---
1h,48'	21.1	3.07	---	---	---	---
2h,04'	21.3	2.82	---	---	---	---
2h,16'	21.2	2.77	15.99	---	---	---
2h,28'	21.2	1.72	---	---	---	---
2h,42'	21.5	1.57	---	---	---	---
2h,57'	---	---	16.35	692	576	7.42
3h	21.2	1.89	---	---	---	---
3h,13'	21.2	1.87	---	---	---	---
3h,31'	21.2	4.37	---	---	---	---
4h,55'	21.2	1.57	---	---	---	---
5h,14'	21.2	2.04	---	---	---	---
5h,24'	---	---	20.44	---	---	---
5h,46'	21.2	3.04	---	---	---	---
6h,07'	21.2	2.09	---	---	---	---
6h,22'	---	---	22.89	---	---	---
6h,25'	21.2	2.94	---	---	---	---
6h,33'	---	---	---	---	---	7.52
6h,45'	21.5	1.94	---	---	---	---
21h,52'	---	---	13.08	---	---	---
22h,52'	---	---	---	596	596	7.70
23h,27'	20.8	1.89	---	---	---	---

(d) UNIDAD Nº 4

TIEMPO	TEMPERAT. (°C)	OD (ppm)	DQO ₅ (ppm)	SSLM (ppm)	SSVLM (ppm)	pH
0	21.2	13.87	26.16	---	---	---
07'	21.1	13.57	---	---	---	---
18'	21.0	11.27	---	---	---	---
30'	21.0	9.37	---	---	---	---
41'	21.1	7.87	---	---	---	---
1h	21.1	4.97	---	---	---	---
1h,10'	---	---	22.89	904	876	---
1h,30'	21.2	5.12	---	---	---	---
1h,49'	21.2	3.70	---	---	---	---
2h,03'	21.2	1.59	---	---	---	---
2h,10'	21.2	1.47	23.98	---	---	---
2h,15'	21.2	1.52	---	---	---	---
2h,28'	21.2	1.42	---	---	---	---
2h,42'	21.2	1.79	---	---	---	---
2h,50'	---	---	21.80	944	768	7.42
3h	21.2	1.68	---	---	---	---
3h,27'	21.3	3.32	---	---	---	---
3h,40'	21.2	2.52	---	---	---	---
4h,57'	21.2	1.14	---	---	---	---
5h,15'	21.2	2.54	17.71	---	---	---
5h,47'	21.2	1.79	---	---	---	---
6h,09'	21.2	3.29	---	---	---	---
6h,15'	---	---	21.80	---	---	---
6h,26'	21.2	1.64	---	---	---	---
6h,57'	21.2	1.49	---	---	---	---
21h,47'	---	---	13.08	---	---	---
22h,45'	---	---	---	772	772	7.75
23h,30'	20.9	1.69	---	---	---	---
25h,44'	21.2	1.64	---	---	---	---

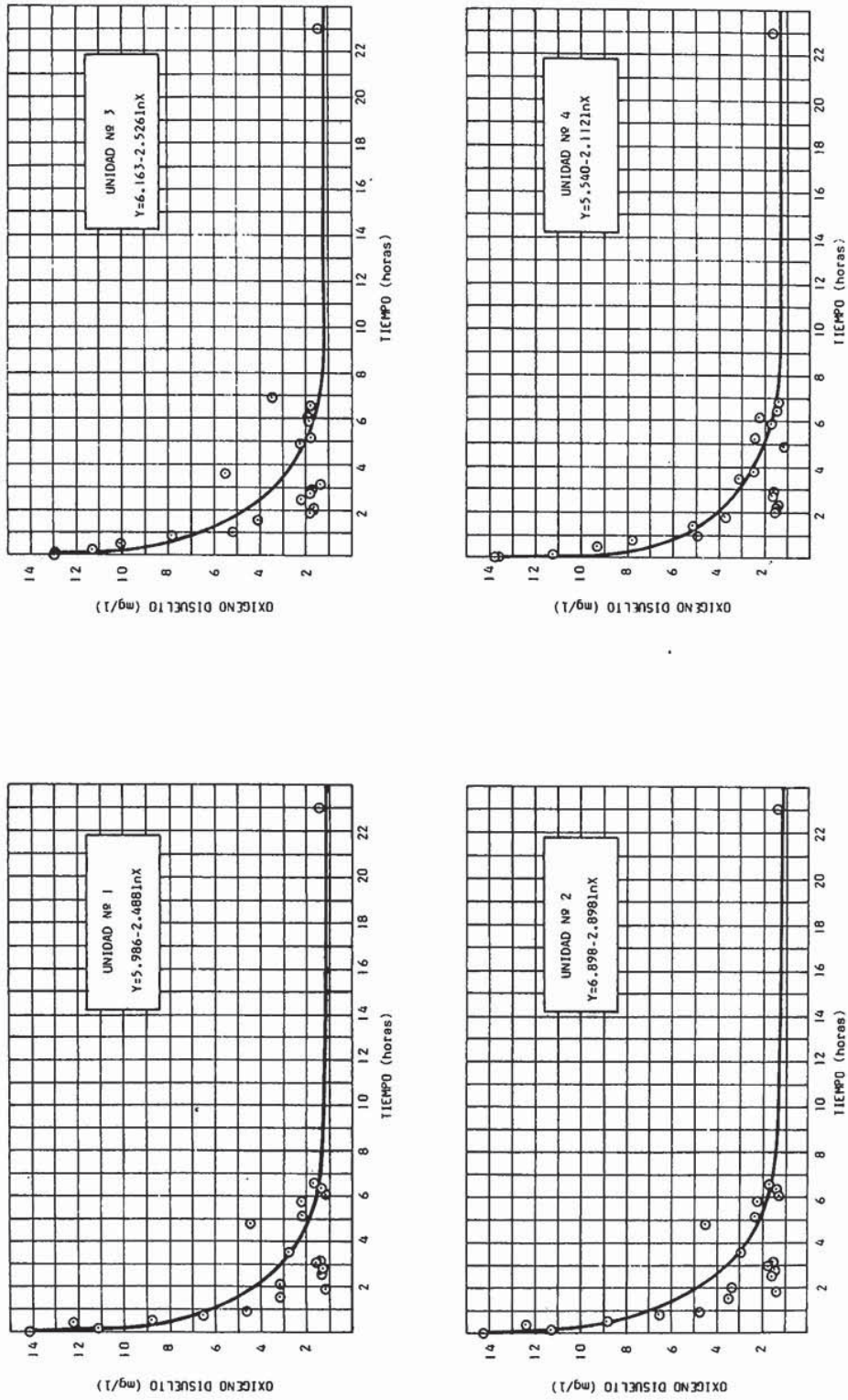


FIGURA Nº 8.24 EL OXIGENO DISUELTTO DURANTE LA FASE ENDOGENA . SISTEMA BATCH

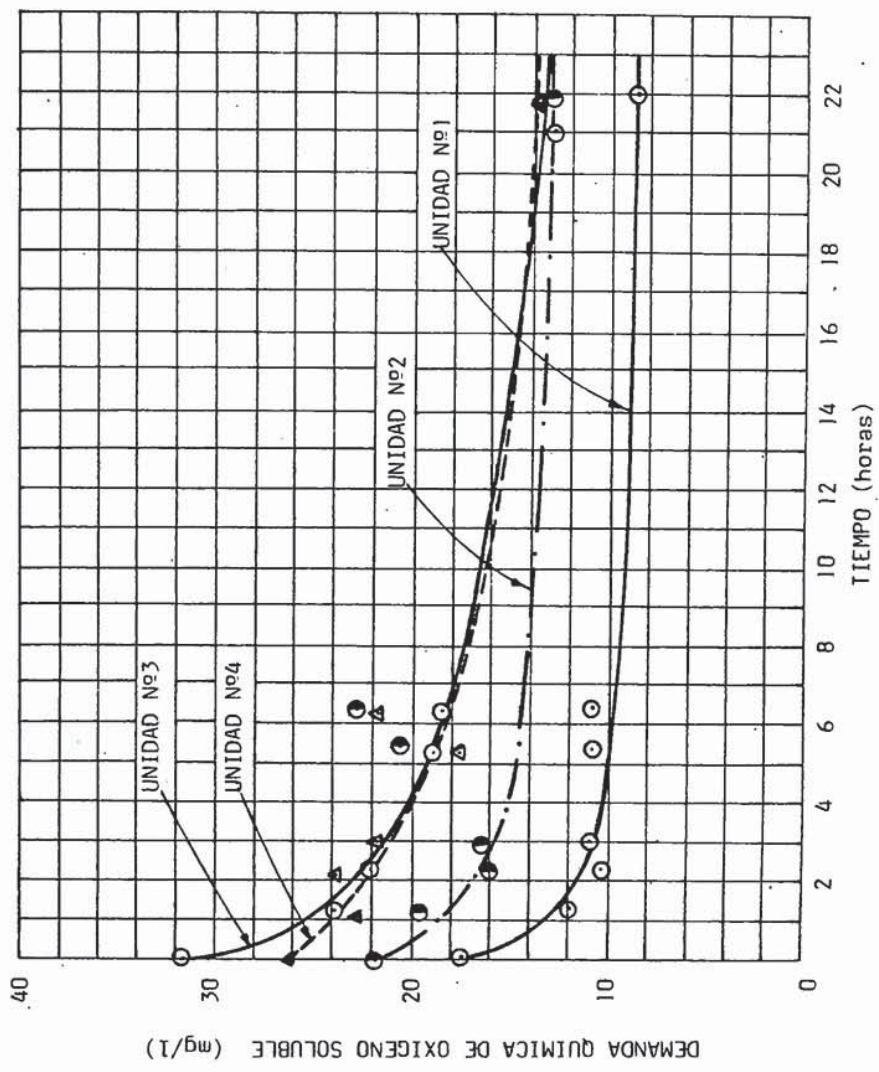


FIGURA Nº8.25 LA DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO SOLUBLE DURANTE LA FASE ENDOGENA

CUADRO 8.22

VALORES DE PERIODO DE RETENCION CELULAR

UNIDAD	SSVLM (ppm)	SSV EFLUENTE (ppm)	θ_c (días)
1	699	28	1.6
2	886	28	2
3	936	28	2.1
4	712	28	1.6

i. Remoción de coliformes totales

La remoción promedio de coliformes totales en cada unidad se muestran en el Cuadro N° 8.23.

Se utilizó el índice de coliformes totales como indicador de la posibilidad de presencia de microorganismos patógenos, observándose un porcentaje máximo de remoción de 99%.

CUADRO 8.23

DATOS DE COLIFORMES TOTALES

UNIDAD	NMP COLIFORMES TOTALES/100 ml		REMOCION (%)
	AFLUENTE	EFLUENTE	
1	49 x 10 ⁶	170 x 10 ⁴	97
2		33 x 10 ⁴	99
3		64 x 10 ⁵	87
4		64 x 10 ⁵	87

4. Comentarios de los resultados obtenidos

a. Parámetros de control analítico

Durante el funcionamiento del sistema la temperatura promedio en el licor mezclado fue de 19.3°C en la fase de aclimatación y de 20.5°C durante la etapa de entrada en régimen y régimen mismo, manteniéndose en ambos casos por lo general 1°C por encima de la temperatura ambiental; esto último debido principalmente a que el calor específico del agua es mucho mayor que el del aire, conservando la temperatura del agua residual que normalmente es más alta que la del agua de suministro, influenciado por las contribuciones domésticas e industriales.

El pH se mantuvo entre 7.5 a 8.5 y la alcalinidad promedio entre 230 y 250 mg CaCO₃/l. Las variaciones bruscas presentadas en el afluente el día 32 de la operación no influyeron mayormente en el licor mezclado respecto de dichos parámetros que se mantuvieron alrededor de sus valores promedios (Fig. Nº 8.9 y 8.10), deduciéndose por tanto la capacidad amortiguadora del licor; sin embargo, presentada esta particularidad en el afluente se nota que la eficiencia del tratamiento disminuye, apreciándose esto en el decrecimiento marcado de los sólidos suspendidos totales y volátiles en el licor, y la relación SSV/SS, que variando en promedio alrededor de 80 a 90%, baja hasta 70% (Fig Nºs. 8.16 y 8.20).

El nivel de oxígeno disuelto presentó en promedio valores entre a 6 mg/l, lo que permitió disponer de una energía adicional necesaria para mantener toda la biomasa en suspensión, en relación de los 2 mg/l de oxígeno disuelto recomendados para procesos biológicos aerobios¹⁸

La calidad del efluente se mantuvo en promedio de 3 a 3.5 mg/l de oxígeno disuelto, si bien inferior a los 4 mg/l mínimos recomendable para la supervivencia de los organismos acuáticos, sin embargo : (a) si la disposición final del efluente se efectuara directamente al mar, dicha descarga no tendría una influencia apreciable en la comunidad biológica, dado el enorme volumen de agua y concentración de oxígeno disuelto disponibles para permitir una adecuada dilución; (b) aquél po

dría reutilizarse para el riego de las zonas eriazas aledañas con cultivo de plantas de tallo alto, encuadrándose en la Ley General de Aguas¹⁹.

Durante los días 28 a 32 de la operación se presentaron valores altos de oxígeno disuelto en el licor, llegando a obtenerse hasta 28 mg/l.

La determinación de oxígeno disuelto por titulación volumétrica se ve interferida por los siguientes materiales: nitritos, sulfito, tiosulfato, politionato, mercaptanos, cloro libre o hipocloritos, sustancias orgánicas fácilmente hidrolizables en soluciones alcalinas, yodo libre, color y turbiedad intensos y flocs biológicos²⁰.

El método utilizado en el presente trabajo fue el de Winkler modificado al nitruro de sodio, el que elimina con mayor facilidad la interferencia que pueden causar los nitritos; sin embargo, durante la titulación fue imposible obtener el punto final permanente de vire, ya que tan pronto como el color azul del almidón desaparecía, en los pocos segundos volvía a restablecerse; que según Sawyer y Mc Carty²¹ esto es característico de la interferencia por nitritos cuando no es empleado el nitruro de sodio. Por otro lado, el volumen restante presente en la botella de DBO dejaba una coloración rojiza adherida a las paredes, no característico en la generalidad de los casos.

Asimismo durante esos días se detectó en el reactor un olor similar al producido por el cloro, procediéndose a determinar este parámetro, empleando el método de la ortotolidina, tanto en el afluente como en el licor y efluente, obteniéndose los siguientes resultados promedio :

CUADRO 8.24

VALORES DE CLORO (mg/l)

REACTOR	AFLUENTE	LICOR MEZCLADO	EFLUENTE
I		0.33	0.43
II	0	0.37	0.45
III		0.58	0.63
IV		0.55	0.55

De lo anterior se puede deducir la posible interferencia en la de terminación de oxígeno disuelto debido a cloro o hipoclorito, sin descontar la factible influencia de los materiales antes indicados.

El problema de la interferencia por nitritos es materia de discusión, pudiendo levantarse esta interrogante mediante la determinación de este parámetro, que no fue posible efectuar por no contarse con la capacidad instalada.

b. Resultados relativos a DBO y DQO

La remoción de DBO se mostró por lo general más eficiente que la remoción de DQO, alcanzando valores máximos del orden de 94% y 74%, respectivamente, para las demandas totales; notándose que la eficiencia aumenta cuando se considera la fracción soluble en el caso de la DBO obteniéndose hasta 99% a 100%, más no así para la DQO que baja hasta 70%.

Asimismo, se llega a obtener en el efluente valores promedio de DBO total y soluble de 23 y 10 mg/l, y DQO total y soluble de 57 y 28 mg/l, respectivamente.

Se pudo observar que grandes variaciones de DBO y DQO en el efluente, no afectaron mayormente la calidad del efluente.

c. Resultados relativos a sólidos suspendidos

Con la finalidad de alcanzar una concentración media de 4,000 mg/l de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, recomendado para un proceso de lodos activados de tipo aeración prolongada, intencionalmente se dejó de retirar el lodo de exceso retornando la totalidad del lodo sedimentado en el clarificador, hasta que dicha condición se presentara. Sin embargo, los valores promedio de SSLM y SSVIM fueron de :

UNIDAD	SSLM (ppm)	SSVLM (ppm)
1	811	699
2	1003	886
3	1105	936
4	824	702

Como se aprecia, los valores obtenidos no alcanzaron el rango deseado e inclusive se encuentran por debajo de la concentración recomendada para un proceso del tipo convencional, cuyo promedio es de 2,500 mg/l.

d. Características del lodo sedimentado

La concentración de SS y SSV y la humedad promedios del lodo sedimentado se muestran en el siguiente cuadro :

CUADRO 8.25

CARACTERISTICAS DEL LODO SEDIMENTADO

UNIDAD	SS (ppm)	SSV (ppm)	HUMEDAD (%)
1	20,300	11,650	99.7
2	20,900	18,750	99.6
3	15,500	13,150	99.6
4	14,200	11,800	99.7

Los valores obtenidos se encuentran dentro del rango característico de los lodos activados^{4,5,22}.

e. Capacidad de clarificación de los lodos activados

Los resultados presentados en el Cuadro Nº 8.26 y Figura Nº 8.19 muestran que la capacidad de clarificación de los lodos activados, medida por el índice volumétrico de lodos (IVL), está influenciado por la concentración de sólidos suspendidos.

CUADRO 8.26

SSLM e IVL PROMEDIOS DURANTE LA OPERACION

UNIDAD	DIAS DEL 15 AL 23		DIAS DEL 35 AL 41	
	SSLM (ppm)	IVL	SSLM (ppm)	IVL
1	780	466	620	149
2	943	509	996	104
3	818	527	1263	115
4	609	539	903	73

Se aprecia que en las Unidades N^{os}. 3 y 4 las condiciones de sedimentación mejoran a altas concentraciones de SS, mas no así en las Unidades N^{os}. 1 y 2, debido posiblemente al efecto de abultamiento (bulking) o lodo ascendente presentes en los días 35 al 41 de la operación.

De los valores presentados en el Cuadro Nº 8.17 se nota que para SSLM de 2,020, 2,655, 1,915 y 1,395 mg/l en las Unidades N^{os}. 1, 2, 3 y 4 respectivamente, aquéllos tienen una tendencia asintótica respecto del tiempo, mostrando condiciones críticas de velocidad para llegar a la compresión muy bajas, y manteniendo las concentraciones críticas -- del licor similares a los SSLM iniciales antes indicados.

f. Consideraciones de la variación de OD y DQO en la fase endógena.

El consumo de oxígeno durante la fase endógena presenta una variación logarítmica de tal modo que durante las primeras 5 horas el OD -

presente en el reactor disminuye en 86% como promedio.

La DQO soluble también disminuye a gran velocidad durante las primeras 4 horas haciéndose luego asintótica.

Derivando las ecuaciones de las curvas logarítmicas de OD se obtienen las ecuaciones de tasa de respiración endógena, cuya variación respecto del tiempo se muestra en la figura N° 8.26. En estas gráficas se puede observar que la tasa de respiración endógena es mayor durante las primeras 5 horas con valores promedio de 0.5 mg O₂/l/hora.

g. Consideraciones sobre tiempo promedio de residencia celular (θ_c período de retención hidráulica (TR) y factor de carga (U)

El sistema trabajo con θ_c entre 1.6 a 2.1 días, TR de 1.5 horas y U entre 2.8 a 3.7 gr DBO/gr SSVLM x día, estos últimos relativamente altos respecto de los considerados convencionalmente; sin embargo, se logró alcanzar niveles de remoción promedio en DBO y DQO de 94 y 74%, respectivamente, como se indicara en el acápite VIII.B.4.b considerados suficientemente aceptables.

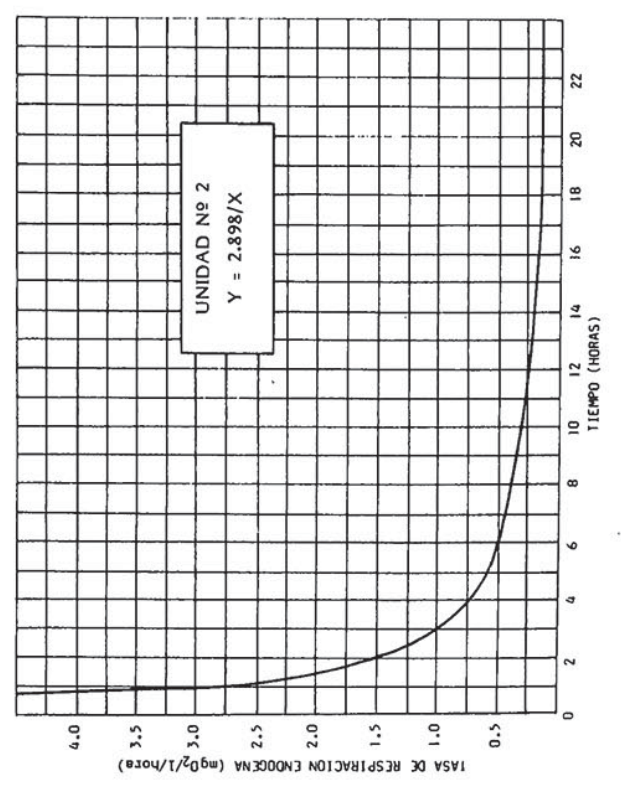
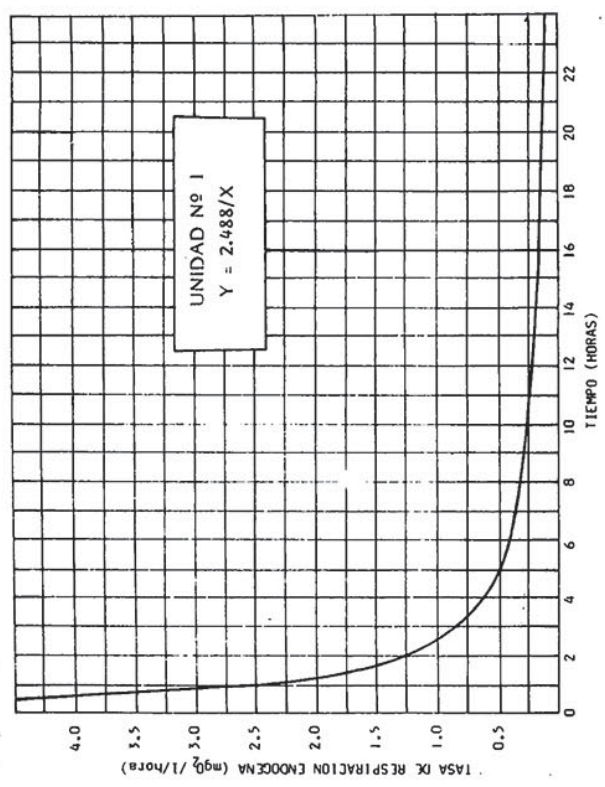
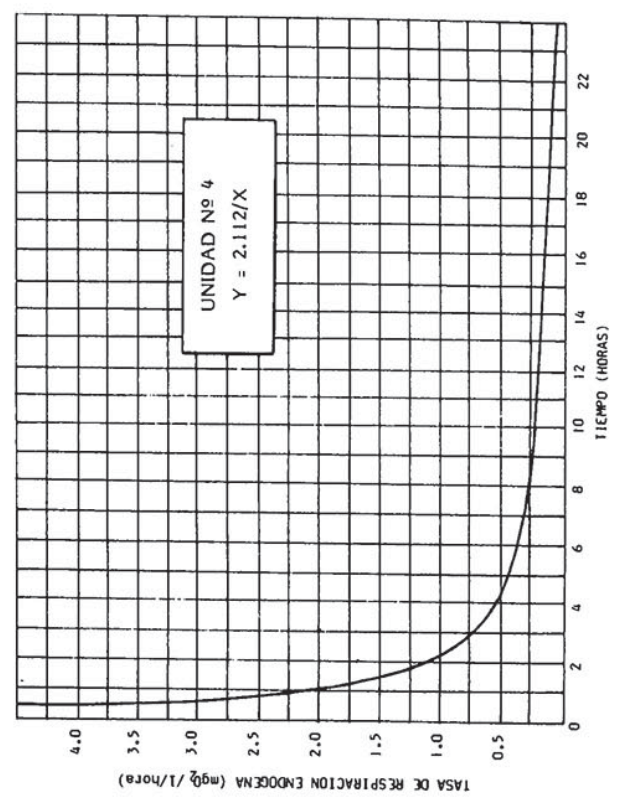
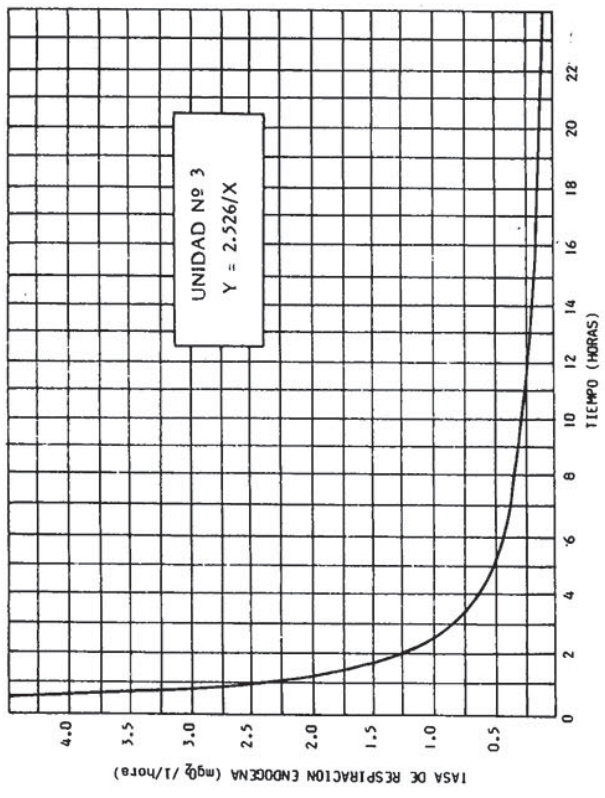


FIGURA Nº 8.26 VARIACION DE LA TASA DE RESPIRACION ENDOGENA CON EL TIEMPO

h. Presencia de lodos filamentosos, voluminoso (bulking) y ascendente

Durante la operación del sistema se observó el desarrollo de lodo de forma alargada y voluminosa, de color pardo claro, que obstruía -- constantemente el paso del licor al clarificador, ocasionando frecuentes desbordamientos de éste, así como pobre compactación durante la - sedimentación, debido a los vacíos dejados por éstos en el proceso de aglutinamiento.

La literatura reporta que este crecimiento, denominado filamento- so, se presenta en sistemas que trabajan con deficientes niveles de - oxígeno disuelto (menores de 0.5 mg/l)²³, a bajas concentraciones de substrato o con bajos factores de carga (U)¹⁸. Sin embargo, en el -- presente trabajo de laboratorio el sistema siempre fue mantenido con niveles de oxígeno disuelto superiores a 2 mg/l, alto factor de carga (2.8 a 3.7 gr DBO/gr SSVLM x día) y período de retención celular entre 1.6 a 2.1 días. Sobrinho¹⁸ encontró que para valores bajos de θ_c el - desarrollo de organismos filamentosos es más predominante que para θ_c altos.

En este caso, posiblemente otros factores han sido más preponde-- rantes para el desarrollo de los organismos filamentosos que las pro- pias limitaciones de OD y U. Manteniendo las condiciones de carga y oxigenación señaladas aquéllos tendieron a disminuir en la fase final de la operación del sistema.

La aparición del lodo voluminoso se encuentra asociada con la pre- sencia de dichos organismos filamentosos.

Durante las pruebas de IVL se pudo observar que a pesar que el lo- do presentaba buenas características de sedimentación, en períodos re- lativamente cortos subían a la superficie presentando pequeñas burbu- jas, similar al presentado en los clarificadores durante los días de operación en el que los valores de oxígeno disuelto resultaron siendo muy altos (llegando a obtenerse hasta 28 mg/l).

Metcalf⁴ indica que la causa de este problema es la desnitrifica- ción, por la cual los nitritos y nitratos del agua residual se convier-

ten en gas nitrógeno, quedando atrapado en el lodo que se aligera y asciende a la superficie.

Eckenfelder ²³ señala que las posibles causas de este fenómeno pueden deberse, a la actividad biológica que mantiene un lodo activado bajo condiciones anaeróbicas produciendo ácidos orgánicos y gases, o cuando existe un exceso de oxidación de la masa biológica al emplearse cargas orgánicas muy bajas.

CAPITULO IX

REQUISITOS PARA EL DESARROLLO DE LA INVESTIGACION

IX. REQUISITOS PARA EL DESARROLLO DE LA INVESTIGACION

A. PROPUESTA DE LA INVESTIGACION

En esta etapa se concibe la necesidad de elaborar el estudio de tratabilidad del agua residual, definiendo los objetivos y alcances - generales, seleccionando el tipo de proceso, la escala de la planta a instalarse (de laboratorio, técnica o prototipo) y la estimación de - los recursos necesarios.

B. DESARROLLO DEL PROTOCOLO DE INVESTIGACION²⁴

1. Necesidad del protocolo de investigación

Toda investigación debe ser precedida del desarrollo de un protocolo de investigación o documento en el cual se describe la metodología a seguirse en el proyecto, definiendo claramente los objetivos y alcances del estudio. El simple deseo de investigar no es justificación para comenzar actividades de investigación, sin una planificación adecuada. Antes de iniciar un proyecto de investigación es necesario :

- Evitar repetir investigaciones ya realizadas para lo cual se impone una minuciosa revisión bibliográfica del tema.
- Tener una concepción clara de la utilidad de los resultados que se espera desarrollar; y
- Definir claramente los recursos humanos, físicos y económicos necesarios para poder cumplir con los objetivos propuestos.

2. Criterios para la definición de los objetivos y alcances del estudio.

Para la definición de objetivos del estudio se puede considerar - la siguiente clasificación :

- a. Objetivos primarios. Por lo general son aquellos que tienen relación con :

- La implementación de recomendaciones de investigaciones anteriores en un programa continuado,
- el estudio de la influencia de un grupo de variables independientes sobre otras variables dependientes,
- la aplicación práctica de los resultados de la investigación en la solución de un problema existente.

b. Objetivos secundarios. Tienen relación con el desarrollo y uso de sub productos como :

- Desarrollo de publicaciones y manuales sobre diseño, implementación y construcción, procedimientos, etc.
- entrenamiento de personal de Laboratorio e investigadores, etc.

En la determinación de los objetivos primarios, el principal aspecto es la determinación de las variables del estudio y su interrelación. Esta determinación prácticamente define los alcances del proyecto.

Para la definición del alcance puede tenerse en cuenta las siguientes variables:

a. variables físicas de la instalación

- Tipo de proceso

b. composición del desecho

- doméstica, industrial
- contenido de tóxicos, etc.

c. modalidad de trabajo de la instalación

- escala : piloto de laboratorio, piloto técnica, completa o prototipo.

funcionamiento : continuo (equilibrio), discontinuo (Batch), etc.

d. variables meteorológicas

temperaturas, etc.

e. variables bioquímicas del proceso

cargas orgánicas y su remoción

utilización de oxígeno

nitrificación

producción de biomasa

utilización de substrato, etc.

f. variables relacionadas con salud pública

destrucción de organismos patógenos e indicadores bacterianos de -
polución, etc.

i) Criterios para la selección de parámetros de medición

Para la medición y procesamiento de datos se debe seleccionar los parámetros teniendo en cuenta los diferentes aspectos de interés como:

- aspectos de salud pública: monitoreo de organismos patógenos y de compuestos tóxicos,
- control de los procesos de tratamiento,
- disposición de los desechos tratados,
- criterios de calidad con respecto a la ecología,
- reuso

ii) Valores expresados de varios parámetros

Es necesario tomar en consideración :

- resultados reportados en la bibliografía y factores que afectan su variabilidad;

métodos de análisis incluyendo el pretratamiento de las muestras. En lo posible se utilizarán métodos estandarizados¹³ como técnicas analíticas.

C. DETERMINACION DE RECURSOS NECESARIOS²⁴

Antes de comenzar una investigación es de gran importancia determinar lo más minuciosamente posible, los recursos necesarios y programar con debida anticipación las adquisiciones a efectuarse y la contratación de personal. La siguiente lista resumida puede servir de guía:

1. Recursos de Laboratorio

- a. Area necesaria para los diferentes tipos de análisis.
- b. Equipos : tanto de laboratorio (instrumental y otros) como de campo, de ser necesario, registradores, muestreadores, transporte, -- etc.
- c. Vidrieria
- d. Reactivos, medios de cultivo

2. Recursos de personal

- a. Investigadores
- b. Laboratoristas
- c. Asistentes y personal de limpieza
- d. Asesores en varios tópicos
- e. Personal de operación y mantenimiento
- f. Personal para trabajos especiales : adaptaciones, construcciones y contratos varios
- g. Guardianía

Los componentes del presupuesto deben calcularse cuidadosamente, efectuando un cronograma de gastos. Los siguientes componentes pueden ser considerados :

- a) Adecuaciones y mejoras en el Laboratorio y/o campo.
- b) Adquisiciones locales
- c) Adquisiciones importadas
- d) Préstamos
- e) Sub-contrato por servicios de Laboratorio
- f) Sueldos y salarios del personal
- g) Entrenamiento del personal
- h) Gastos administrativos
- i) Fondo de contingencia

D. INFORMES Y PUBLICACIONES²⁴

En un proyecto de investigación es común la producción de los siguientes informes y publicaciones, en el orden que se indica

- Propuesta de investigación
- Protocolo de la investigación este documento usualmente contiene una revisión bibliográfica
- Informe de avances periódicos
- Informe final : en donde incluyen la metodología, resumen de revisión bibliográfica, delineación de objetivos y alcance, datos recolectados, análisis de datos, discusión, recomendaciones para futuros estudios y bibliografía.

Adicionalmente es muy importante que el laboratorio que efectuó el estudio guarde un archivo de datos de campo y análisis de laboratorio, de cuya fuente provienen las demás publicaciones.

E. CRONOGRAMA DE LA INVESTIGACION

El cronograma de las diferentes actividades generales desarrolladas en el presente trabajo se presentan a continuación :

1. Relación de actividades

- a. Identificación de la necesidad y propuesta de la investigación.
- b. Desarrollo del protocolo de investigación
- c. Implementación del modelo
- d. Calibración
- e. Pre-operación con agua turbia
- f. Ajustes
- g. Operación y control de procesos
 - 1) Período de aclimatación
 - 2) Período de entrada en regimen y regimen propiamente dicho.

2. Cronograma

(Ver Cuadro 9.1)

CUADRO 9.1
 PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE DESAGUES A NIVEL LABORATORIO
 CRONOGRAMA GENERAL

ACTIVIDAD	MESES	1982							1983											
		JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC	
a	1	▨																		
b	2		▨																	
c	8			▨	▨	▨	▨	▨	▨	▨	▨									
d	1											▨								
e	1												▨							
f	1.75														▨	▨				
g	1.5																▨	▨		
TOTAL	18.25																			

TOTAL 18.25

CAPÍTULO X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

X. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A. CONCLUSIONES

De los trabajos desarrollados con agua residual predominantemente doméstico se puede concluir lo siguiente:

1. Los siguientes parámetros pueden ser usados para el diseño del sedimentador primario para un 60% de remoción de sólidos suspendidos:
 - Tasa de aplicación = $63.5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$
 - Período de retención = 58 minutos
2. El sistema de lodos activados trabajó con un período de retención celular (θ_c) entre 1.6 a 2.1 días, período de retención hidráulica (TR) de 1.5 horas y factor de carga (U) entre 2.8 a 3.7 gr DBO/ gr SSVLM x día. El nivel de SSLM fue de 811 a 1105 mg/l y el de SSVLM alcanzó 699 a 936 mg/l.
3. Trabajando las cuatro unidades en paralelo bajo las mismas condiciones, se obtuvieron los siguientes niveles de remoción promedio:
 - DBO₅ total = 93%
 - DBO₅ soluble = 99%
 - DQO total = 74%
 - DQO soluble = 70%
 - Color verdadero = 64%
 - Coliformes totales = 93%
4. La remoción de DBO se mostró por lo general más eficiente que la remoción de DQO.
5. Se obtuvo la siguiente correlación entre la DQO y la DBO para el desague en estudio:
$$\text{DQO} = 46.62 + 0.68 \text{ DBO}$$
6. La fracción de SSV/SS en el licor mezclado fue de 89%.

7. El consumo de oxígeno en la fase endógena presentó una variación logarítmica, obteniéndose el mayor consumo durante las primeras 5 horas, alcanzando en este lapso 0.5 mg O₂/l/hora.
8. La disminución de la DQO durante la fase endógena fue mayor durante las primeras 4 horas.
9. El licor mezclado presentó adecuada capacidad amortiguadora a las variaciones del pH y la alcalinidad del afluente.
10. Se logró obtener un efluente con niveles de oxígeno disuelto promedio de 3 a 3.5 mg/l y demandas en el orden de:
 - 23 mg/l en DBO₅ total
 - 10 mg/l en DBO₅ soluble
 - 57 mg/l en DQO total
 - 28 mg/l en DQO soluble
11. La capacidad de clarificación de los lodos activados estudiados tienden a mejorar para altas concentraciones de sólidos suspendidos hasta 1300 mg/l, notándose sin embargo, que para concentraciones mayores 1400 mg/l a 2600 mg/l presentan condiciones críticas de velocidad para llegar a la compresión muy bajas.
12. Se tuvo la presencia de lodo filamentoso con niveles de oxígeno disuelto mayores que 2 mg/l y factores de carga entre 2.8 a 3.7 gr DBO/gr SSVLM x día; sin embargo, la literatura reporta que dicha presencia ocurre principalmente cuando los niveles de OD son menores que 0.5 mg/l y para U bajos, por lo que se puede inducir que posiblemente otros factores han sido más preponderantes para el desarrollo de los organismos filamentosos que las propias limitaciones de OD y U.
13. El costo aproximado de implementación de los modelos utilizados se estima en EUA\$ 6,335.

B. RECOMENDACIONES

Las siguientes recomendaciones se desprenden del estudio realizado:

1. El problema de la interferencia por nitritos descrito en el acápite B.4 del capítulo VIII para la determinación de oxígeno disuelto por el método volumétrico de Winkler modificado haciendo uso del reactivo nitruro de sodio es materia de discusión. Para evitar las interferencias debido a sulfito, tiosulfato, politionato, mercaptanos, cloro libre o hipocloritos, sustancias orgánicas fácilmente hidrolizables en soluciones alcalinas, yodo libre, color y turbiedad intensos y flocs biológicos, se recomienda el uso del método del electrodo de membrana para la determinación de OD.
2. Realizar investigaciones con el objeto de procurar establecer la relación entre la ocurrencia entre niveles relativos a respiración endógena y exógena y los tipos de organismos filamentosos que se desarrollan en el proceso de lodos activados.
3. Toda investigación debe ser precedida del desarrollo de un protocolo de investigación o documento en el cual se describa la metodología a seguirse en el proyecto, definiendo claramente los objetivos y alcances del estudio.
4. Con la finalidad de:
 - efectuar el muestreo, transporte, preservación y almacenamiento del desagüe crudo,
 - caracterización del agua residual,
 - realizar todas las determinaciones analíticas necesarias para el control de los procesos, procesar los datos e interpretar el parte diario de resultados,
 - detectar cualquier anomalía en el proceso y poder tomar las acciones correctivas;

es necesario contar con un número mínimo de recursos humanos que deban estar involucrados directamente en la operación del sistema o indirectamente a través de asistencia técnica, tal como se describe en el capítulo IX.

5. Para poder efectuar las determinaciones analíticas requeridas es conveniente hacer un estudio previo de la capacidad instalada del laboratorio, en caso de no contar con el equipamiento apropiado, deberá efectuarse las adecuaciones pertinentes y/o coordinar con otros laboratorios que puedan cooperar ofreciendo tales servicios.
6. Es conveniente que las instalaciones en donde se ubique el modelo en estudio y el laboratorio a emplearse cuenten con servicios de agua potable y energía eléctrica continuos, en caso de no ser así, deberá provisionarse convenientemente de un almacenamiento (tanque elevado o cisterna) y de un generador de corriente a fin de no entorpecer la operación del sistema.
7. Para seguridad y conveniencia de las personas que trabajan con aguas residuales como es el caso del presente estudio a nivel de laboratorio, se recomienda tomar en cuenta las precauciones indicadas en el Anexo N° 1.
8. Si bien el costo de implementación de los modelos alcanza la suma de EUA\$ 6,335 , a nivel de proyectos no debe constituir obstáculo y a nivel de estudio de pre-grado tampoco debe ser un problema, ya que para el presente trabajo se contó con la colaboración en el préstamo de equipos y materiales para la implementación de los modelos y la asistencia técnica en el montaje.
9. Se recomienda efectuar la calibración de los modelos utilizando agua enturbada artificialmente con arcilla y no con agua potable, ya que así se aproxima más a las condiciones de trabajo con agua residual.
10. Otros substratos sintéticos pueden ser usados aparte del ya descrito en el acápite C del capítulo VII de acuerdo a la disponibilidad de reactivos; pueden consultarse las referencias 16 y 25. Información sobre procedimientos para la aclimatación de aguas residuales a estudiarse pueden encontrarse en las referencias 9, 16, 25 y 26.
11. De acuerdo al alcance de cada estudio de tratabilidad o evaluación de un agua residual en particular y el tipo de proceso considerado,

los reactores a nivel piloto varían. Mayor información al respecto puede obtenerse en las referencias 9, 16, 17, 18, 26, 27, 28, 29, 30, 31 y 32.

12. Información adicional referente al montaje, calibración, muestreo, operación, control y mantenimiento, presentación y análisis de datos en estudios con plantas piloto de lodos activados a nivel de laboratorio puede consultarse, a manera de guía, el capítulo 6 de la referencia 7.

CAPITULO XI

BIBLIOGRAFIA

XI. BIBLIOGRAFIA

1. RINSKOG, K. Notas de Seminario sobre la Planificación de Proyectos de Agua Potable y Saneamiento - Lima, BM-IDE-OPS/CEPIS, 1984
2. VALENCIA MONTOYA, G. Curso Intensivo sobre diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales para países en desarrollo Tratamientos primarios. Lima, OPS/CEPIS/CIFCA/PNUMA, 1976.
3. RICH G.,L. Operaciones Unitarias de Ingeniería Sanitaria - México, CECSA, 1963
4. METCALF, L; EDDY, H. Tratamiento y Depuración de aguas residuales. Barcelona, Ed. Labor, 1ª ed., 1977
5. FAIR, G.M. ; GEYER, J.C. ; OKUN, D.A. Purificación de Aguas y Tratamiento y Remoción de Aguas Residuales. Vol. II. México, Ed. LIMUSA, 1ª ed., 1ª reimp., 1973
6. ECKENFELDER, W. W., Jr. Industrial Water Pollution Control. McGraw-Hill Book Co., New York, 1966
7. MARAIS, G Van R. Treatment of Waste flows from the City of Bogota. Apr. 1980
8. YANEZ COSSIO, F. Procesos de Lodos Activados y Aereación Prolongada. Lima, CEPIS, 1976
9. ROJAS CH., O. ; BANKS, CH. J. Operaciones y procesos Unitarios de tratamiento de aguas residuales. Santiago de Cali, Universidad del Valle, 1982
10. APHA. Standard Methods for the Examination of water and Sewage. New York, 9th ed., 1946, pag. 122-124
11. APHA-AWWA-WPCF. Standard Methods for the Examination of water and wastewater. 11th ed., 1960

12. APHA-AWWA-WPCF. Standard Methods for the Examination of water and wastewater. 12 th ed., 1965
13. APHA-AWWA-WPCF. Standard Methods for the Examination of water and wastewater. 15th ed., 1980
14. CANEPA DE VARGAS, L. Ciclo : : Ciencias básicas del tratamiento de agua. Módulo : Proceso unitarios - Laboratorio. Sub-módulo ; Sedimentación. Lima, CEPIS, 1981, pag. 4 - 6. Programa Regional OPS/EHP/CEPIS de Mejoramiento de Calidad de Agua para Consumo Hu mano.
15. REVISTA DAE. Características e preparo do substrato. s.f., s.n., pag. 74
16. CALAMANTE, A.J. ; SERRA, R.A.; LOMBARDI, C.H.; GONZALES, J.G. Guía de funcionamiento, operación y control de un sistema de ba-- rros activados a escala laboratorio. Trabajo presentado al XVII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - 1980 Revista Ingeniería Sanitaria, Buenos Aires, Abr., Nº 4, pag. 19-30
17. ECKENFELDER, W.W.; FORD, D.L. Water Pollution Control. Experi- mental procedures for process design. Jenkins Book Publishing Co. Austin, New York, 1970
18. SOBRINHO ALEM, P. Estudio dos factores que influen no desempenho do processo do lodos ativados - Determinação do parâmetros do pro jecto para esgotos predominantemente domésticos. REVISTA DAE, Nº 132, marzo 1983, pag. 49-85.
19. MINISTERIO DE SALUD. Ley General de Aguas. Títulos I, II, III. Lima, 1983
20. ESPARZA CASTRO DE, M.L. Procedimientos simplificados de análi- sis químicos de aguas residuales. CEPIS, 1983, pag. 64-69
21. SAWYER, C.; Mc CARTY, P. Chemistry for Sanitary Engineers. Ed. Mc Graw-Hill, Kogakusha Company, Ltd. Tokyo, 2th ed., 1967

22. RIVAS MIJARES, G. Tratamientos del Agua Residual. Tipografía - Vargas . Caracas. 1967
23. UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA, Programa Académico de Ingeniería Sanitaria, OPS. Curso sobre tratamiento biológico. Lima, 1972, pag. 263 - 299
24. YANEZ COSSIO, F. Manual de métodos experimentales. Evaluación de lagunas de estabilización. Borrador preliminar. OPS/CEPIS, Lima, Abril, 1982
25. HOEPKER, E.C. ; SCHROEDER, E.D. The effect of loading rate on batch activated sludge effluent quality. Journal of Water Pollution Control Federation. 51 (2) : pag. 2374 - 2387, 2, 1979
26. SYMONS, J.M. ; Mc KINNEY, R.E. ; HASSIS, H.H. A procedure for determination of the biological treatability of industrial wastes. Journal of Water Pollution Control Federation. 32 (8) : pag. 841-852, 8, 1960
27. DOUGHERTY, M.H. Activated sludge treatment of citrus waste. Journal of Water Pollution Control Federation. 36 (1): pag. 72 - 79, 1, 1964
28. COE, R.H. Bench - Scale biological oxidation of refinery wastes with activated sludge. Sewage and Industrial Wastes. 24 (6): pag. 731 - 749, 6, 1952
29. HATFIELD, R. ; STRONG, E.R. Small - Scale laboratory units for continuously-fed biological treatment experiments. Sewage and Industrial Wastes. 26 (10): pag. 1255 - 1258, 10, 1954
30. Mc NARY, R.R. ; WOLFORD, R.W. ; DOUGHERTY, M.H. Pilot plant treatment of citrus waste water by activated sludge. Sewage and Industrial wastes. 28 (7): pag. 894 - 905, 7, 1956

31. LUDZACK, F.J. Laboratory model activated sludge unit.
Journal of Water Pollution Control Federation. 32 (6): pag. 605-609,
6, 1960

32. IRVINE, R.L.; MILLER, G.; BHAMRAH, A.S. Sequencing batch treat-
ment of waste waters in rural areas. Journal of Water Pollu-
tion Control Federation. 51 (2): pag. 244-254, 2, 1979.