

CONSEJO FEDERAL DE INVERSIONES

PROVINCIA DE RIO NEGRO
MINISTERIO DE OBRAS Y SERVICIOS PUBLICOS
DEPARTAMENTO PROVINCIAL DEL AGUA



ESTABLECIMIENTO DEPURADOR CLOACAL EN SAN CARLOS DE BARILOCHE

INFORME FINAL
ANTEPROYECTO PRELIMINAR

TOMO II
TEXTOS

INHAR S.C.A. - FRANKLIN CONSULTORA S.A. - INTERCONSUL S.A.

1988



INFORME FINAL "ANTEPROYECTO PRELIMINAR"

	<u>Pág.</u>
1. INTRODUCCION	1
1.1 Sintesis de Informes anteriores	1
1.2 Decisiones adoptadas	10
1.3 Sintesis del Presente Informe	11
2. SISTEMA DE COLECTORES	13
2.1 Parámetros Básicos de Diseño	15
2.1.1 Caudales	16
2.1.2 Materiales	16
2.1.3 Otros Parámetros	18
2.2 Verificación Hidráulica de Conductos a gravedad	21
2.3 Determinación de Costos	24
2.3.1 Análisis de Precios	24
2.3.2 Cómputo y Presupuesto	34
2.4 Colector R.N 237	38
2.4.1 Conductores	38
2.4.2 Estaciones Elevadoras	44
2.5 Colector "El Mallín"	75
2.6 Colector "Ñireco"	80
2.7 Colector Paralelo al Existente	86
2.8 Resumen de Precios de Inversión en Colectores	92
2.9 Adecuación de Estación Elevadora Existente	93

2.9.1	Problemas de operación actual	93
2.9.2	Utilización de estación elevadora para plantas de tratamiento	93
2.9.3	Parámetros de diseño	94
2.9.4	Cálculo de la impulsión	96
2.9.5	Cálculo del pozo de bombeo	97
2.9.6	Cómputo y presupuesto	99
3	ELABORACION DE LAS ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO PRESELECCIONADAS	105
3.0	Parámetros de Proyecto	105
3.1	Filtros biológicos (Percoladores)	112
3.2	Barros Activados	139
3.3	Aeración extendida (Recipientes Profundos)	153
3.4	Aeración extendida (Carrousel)	187
3.5	Pre y Post-Tratamientos	245
3.6	Análisis de la capacidad de autodepuración del lago Nahuel Huapi	259
3.7	Cañería de descarga al Lago Nahuel Huapi	271
3.8	Gastos de explotación y Mantenimiento	275
3.9	Resumen precómputos y presupuestos	279
4.	ANÁLISIS ECONOMICO DE ALTERNATIVAS DE OBRAS	286

Pág.

5.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	291
6.	PLANOS TOMOS III Y IV DOCUMENTACION GRAFICA	

.3 Aereación extendida (Recipientes profundos)

.3.1 Datos de diseño

Ubicación	Bariloche (Pcia. Río Negro)
Altitud	770 m s N m
Líquido	Cloacal Doméstico
Temperatura (promedio aprox.)	11g C
ph	7,2 (para valores de ph menores de 6,5 será necesario alcalinizar; aunque salvo en casos puntuales, en BR de la red los valores están por arriba del citado mínimo)
DBO 5	180 mg/l
Me 5	200 mg/l
NTK	40 ppm
N-NO 3	0
P *	8ppm *
Volumen diario	40.000 m3/día
Pretratamiento	Rejas y desarenado

* Las condiciones máximas de diseño consideran 8 ppm de fósforo en el líquido crudo, valor éste bastante superior a los registrados en análisis disponibles.

Para reducir a 1 ppm, el estudio ejecutado indica un consumo diario del orden de 3,78 m3/día de cloruro férrico al 40% (157 l/h). Las condiciones de diseño definitivas permitirán el dimensionamiento de las instalaciones de almacenaje y dosificación, que deberán ser consideradas en el proyecto ejecutivo.

Ahora bien. - los objetivos mínimos del tratamiento establecen un tenor de P de 4 ppm para el que no se necesita inyección de reactivos. Dada la realidad del actual líquido cloacal y previsible en el próximo mediano plazo, se considera que la inclusión de los equipos y el uso de reactivos representa un innecesario mayor costo inicial.

3.3.2 Objetivos del tratamiento (mínimos)

DBO 5	20 ppm
Me 5	30 ppm
NTK	10 ppm
N-NO 3	7 ppm
P	4 ppm
ph	6.5 - 7

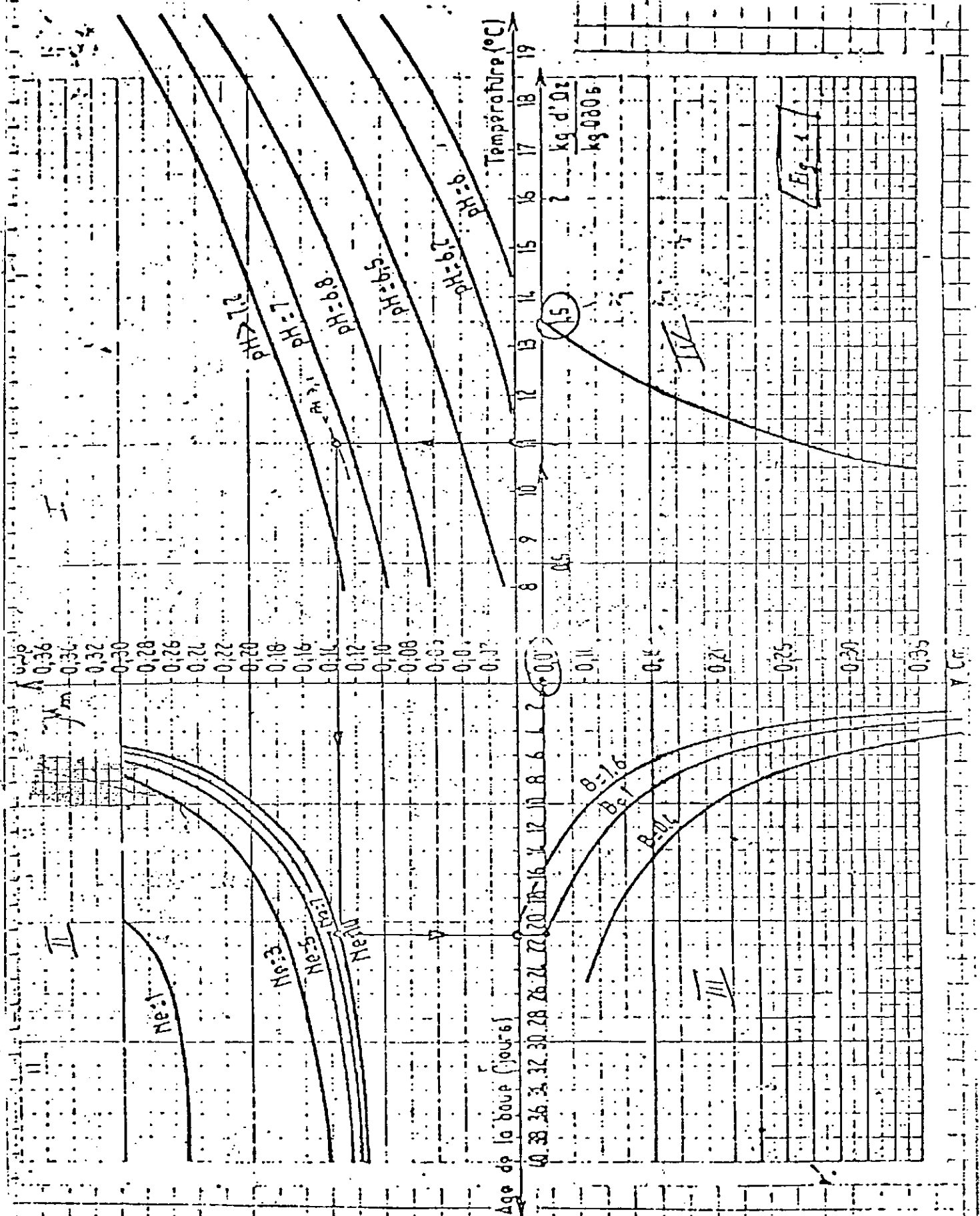
3.3.3 Determinación del volumen global de la zona de anoxia + zona aerobia (Figura No 1)

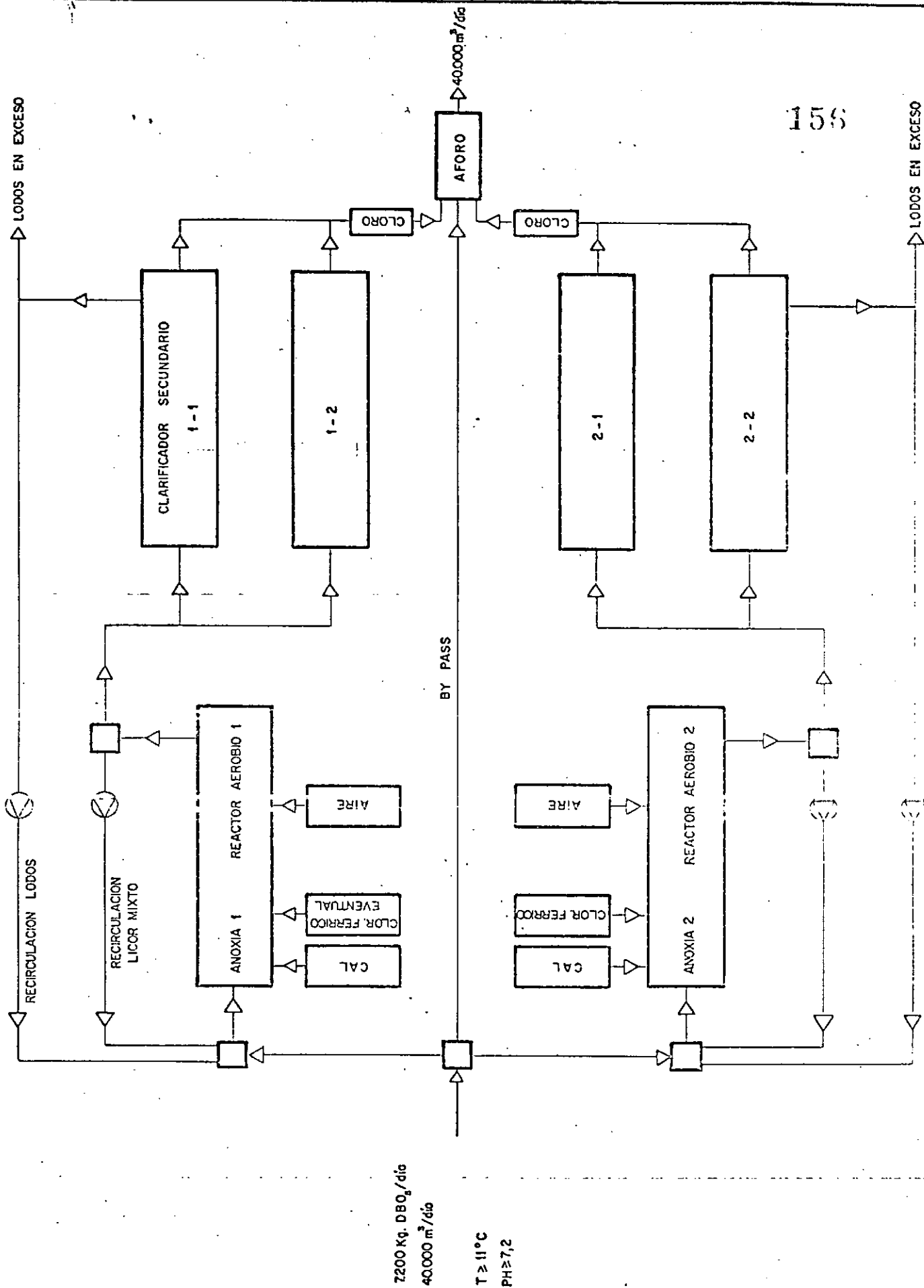
Para una temperatura de 11g C y ph aprox. 7,1 , se determina en el cuadrante I :

m = Velocidad de crecimiento de = 0,135/día
bacterias nitrificantes. (nitrosomonas)

Para una concentración en NTK en el efluente tratado igual a 10 mg/l, se deduce (cuadrante II), la edad de los lodos

A = 21 días





Referencias de los ábacos de fig. 1 se dan al final del capítulo.

Los criterios conservadores de diseño adaptados (pH y temp.), ubican los puntos de cálculo en los límites de una de las curvas del ábaco (no fuera de los límites).

Las condiciones reales de operación, menos exigentes que las de diseño, ubicarán los puntos en zonas más centrales de las curvas.

De todos modos, ello indica que, en teoría, las condiciones de baja temperatura imponen para todos los procesos biológicos de nitrificación/denitrificación, una limitación operativa.

Para una relación B en el líquido crudo =

(Mat. en suspensión) = 200 ppm

DBO 5 180 ppm

= 1.11

se obtiene del cuadrante III

C_m = carga masica = 0,07 $\frac{Kg\ DBO\ 5}{Kg\ M.V.}$
(sobre materias volátiles)

Tomando una concentración de materias volátiles de 3500 mg/l, significa una carga volumétrica de :

C_v = Carga volumétrica = 0,07 x 3,5
= 0,245 kg DBO5 /m³

Esto corresponde a un volúmen global de

$\frac{40.000\ m^3/día \times 180\ g/m^3 \times 10}{0,245\ kg/m^3} = 29.387\ m^3$
=====

3.3.4 Determinación del volumen de la zona de anoxia

$$\begin{aligned}
 N &= \text{deficit de nitrógeno} = (NTK + N - NO_3) e - (NTK + N - NO_3) S \\
 &= (60 + 0) - (10 + 7) S \\
 &= 43 \text{ mg/l}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t &= \text{tiempo de permanencia medio del líquido sobre el volumen global} \\
 &\quad (\text{anoxia} + \text{aerobia}) = \frac{29.387 \text{ m}^3}{40.000 \text{ m}^3/\text{día}} \\
 &= 0.7347 \text{ día}
 \end{aligned}$$

$$A = \text{edad del lodo} = 21 \text{ días}$$

$$S_v = \text{concentración de materias volátiles} = 3500 \text{ mg/l}$$

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{N - A \times t + S_v}{0.096 \times S_v} = \text{tiempo de permanencia en anoxia} \\
 &= 0.0815 \text{ día}
 \end{aligned}$$

$$V_{an} = \text{volumen zona de anoxia} = 0.0815 \times 40000 = 3660 \text{ m}^3$$

=====

3.3.2 Determinación de la tasa de recirculación

$$\begin{aligned}
 X &= \text{recirculación global} = \frac{0.096 \times S_v \times V_{an} - Q \times (N - NO_3) e}{Q \times (N - NO_3) S} \\
 &= \frac{0.096 \times 3500 \times 3660 - 0}{40.000 \times 7} \\
 &= 4.392
 \end{aligned}$$

$$X \text{ adoptado} = 4.5$$

$$\text{recirculación total} = 4.5 Q = 7.500 \text{ m}^3/\text{h}$$

=====

$$\text{recirculación clarificación (barros)} = 1.5 Q = 2.500 \text{ m}^3/\text{h}$$

=====

recirculación aereación = 3 Q = 5.000 m³/h
 (licor mixto) =====

3.3.6 Determinación de los requerimientos de oxígeno

Las necesidades de oxígeno para la respiración endógena y la eliminación de la polución carbonácea se obtienen del IV cuadrante de la Fig. 1.

Para este caso resulta 1,5 kgO₂ /kg DBO⁵

Resta ahora calcular las necesidades de la contaminación nitrogenada:

$$\frac{1,75 (NTK + N-NO_3/e - (NTK) S - (0,1/A) \times tt Sv + 2,85 (N-NO_3) S}{DBO \times (DBO 5) e}$$

$$\frac{1,75 \quad 60 - 10 (0,1/21) \quad 0,7347 - 3500 + 2,85 \times 7}{0,95 \times 180} =$$

$$= 0,5 \text{ kgO}_2 / \text{kg DBO } 5$$

$$\text{Requerimiento total } 0,5 + 1,5 = \frac{2,0 \text{ kg O}_2}{\text{kg DBO } 5}$$

$$40.000 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times 180 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \times 10 \times 0,95 \times 2 = 13.680 \text{ kg O}_2 / \text{día}$$

=====

3.3.7 Reactor biológico - Sistema oxigenación y mezcla

Cálculo de oxigenación :

$$\text{DBO } 5 \text{ diario eliminada} = 7200 \times 0,95 \qquad 6840 \text{ kg/día}$$

$$\text{Aporte efectivo diario de oxígeno} = \qquad 13.680 \text{ kg/día}$$

Altitud	770 m
Volumen de cámara rectangular	$2 \times 13000 = 26000 \text{ m}^3$
Ancho (cada cámara)	25 m
Largo (cada cámara)	65 m
Altura líquido	8 m
Temperatura media del líquido	11°C
Concentración de oxígeno disuelto	1,5 mg/l
Caudal de aire máximo por difusor	60 Nm ³ /h
Aporte horario efectivo medio	$13680/24 = 570 \text{ kg O}_2/\text{hora}$
Capacidad de oxigenación efectiva media	
$570.000/26.000$	$\text{g O}_2/\text{h}/\text{m}^3$ 21,923
Coeficiente de corrección para	
T = 11 °C	
CO ₂ = 1,5 mg/l	T ₁ = 0,717
H = 770 m	
Capacidad de oxigenación nominal	
CO = $\frac{21,923}{0,717}$	$\text{g O}_2/\text{h}/\text{m}^3$ 30,576



Rendimiento de oxigenación 20 %
(para las condiciones de proyecto)

Tasa de oxigenación media

30,576/ 0 2 g 0 2 (insuflado)h/m3 152.88

300 g 0 2/ m3 aire resulta 1 N m3 aire/h/m3 0.5096

Q aire medio N m3/h. 13.250

Capacidad media de cada difusor

60/1,5 N m3/h 40

Cantidad de difusores

13.250/40 330

Caudal de aire máximo $330 \times 60 = N \text{ m3/h}$ 19.800

Verificación a la mezcla :

Superficie del reactor $50 \times 65 \text{ m2} =$ 3.250

Area por difusor m2 9,85

Caudal de aire medio por m2 de reactor Nm3/h 4,08

Resulta insuficiente para mantener con suspensión
a los lodos biológicos

En consecuencia, se adopta : N m3/h/m2 12

Lo que significa un caudal de aire Nm3 / h 39.000

Cantidad de difusores	hb	704
Aire por difusor	m2	4,616
Número de filas de repartición	2 x 32	64
Espaciamiento entre filas	2- x 65/64	2.03
Número de difusores por fila		11
Espaciamiento entre difusores	25/11	2,27 m
Contrapresión máxima para sopla- dores	bar.	0.9
Cantidad de sopladores		8
Potencia total absorbida		1.312 kw
Consumo diario	$1312 \times 24 \times \frac{(13.250)}{5200 \times 8}$	10.029.23 Kwh día

=====

Aporte específico nominal bruto (en agua)

$\frac{30,576 \times 26.000 \times 24}{10.029,23}$	g O2 nom./kwh bruto	1.902,28 =====
--	------------------------	-------------------

Aporte específico efectivo bruto (en reactor)

$\frac{21,923 \times 26.000 \times 24}{10.029,23}$	g O2 efect/kwh bruto	1364 =====
--	-------------------------	---------------

3.3.8

Cámara de anoxia

Volúmen total	3.660 m3
---------------	----------

Número de reactores	2
Dimensiones de cada reactor	65 x 9,75 x 2,90
Número de canales de cada reactor	3
Longitud desarrollada de canal	65 x 3 = 185 m
Ancho de cada canal	3,25 m
Relación	$\frac{135}{3,25} = 60$ (condición de flujo piston)
Potencia neta específica de mezcla	20 watt/m ³
Potencia neta unitaria de cada agitador	
	$\frac{20 \times 3660 \times 10}{2}$ 36,6 kw
Consumo diario (máximo)	36,6 x 2 x 24 1756,8 kwh/diario =====

3.3.9 Clarificadores secundarios

Cantidad	4
Dimensiones unitarias	20 x 62,5 x 4,5
Tipo	Rectangular con puente barredor de succión
Carga hidráulica máxima	1,5 m ³ /h/m ²

El diseño de los clarificadores se ha realizado a la vista del manual

EPA (ver al final), pudiéndose establecer:

- Que para el caudal medio la carga hidráulica de diseño de la solución propuesta es de 202 GPD/SFT frente a los 200-400 aceptados por dicha norma.
- Existiría una ligera diferencia en las condiciones de pico 35 m³/m²/día vs. 32,6 m³/m²/día (máxima admitido); sin embargo, los grandes factores de pico considerados en el diseño y la poca duración de los mismos, no justifican un mayor dimensionamiento de la instalación.

El valor de 35 m³/m²/día es corriente por ejemplo en casos analizados en bibliografía CEPIS.

3.10 Eliminación de Fósforo (eventual)

Si se pretende reducir fósforo a 1 ppm, será necesario adoptar la precipitación simultánea del fósforo en el reactor biológico por medio del agregado de un coagulante mineral.

Se empleará como reactivo el cloruro Férrico en solución:

Las condiciones de tratamiento, imponen que frente un ingreso de 8 ppm de Fósforo, resultará necesario dosificar aproximadamente 135 ppm de cloruro férrico al 40% (para lograr un residual de 1 ppm de fósforo). Ello significa un consumo diario de 5400 kg de Cl 3 Fc al 40% (3,78 m³/día).

Para compensar la acidez producida por el cloruro férrico, sería necesario agregar una masa equivalente de cal.

Esta situación es totalmente teórica, conforme a los niveles de P reales en los análisis disponibles.



3.3.11 Producción de sólidos

Según los datos del estudio:

Líquido tratado 30 ppm MES)
) 1.2 Ton/día

Volumen 40.000 m³/h)

Barros a tratar	4	Ton/dia
-----------------	---	---------

Total barro producido 5,2 Ton/día

-6-

DBO eliminado $40.000 (180 - 20) 10 = 6,4 \text{ Ton/día}$

En consecuencia:

Exceso de lodos = $\frac{5,2}{4,1} = 0,81$, valor este que se utiliza habitualmente

de aereacion extendida (éste es un valor de diseño que posee un sustento teórico).

En consecuencia, la producción de lodo no se ha adoptado, sino que resulta de condiciones habituales de diseño.

Para el caso del tratamiento químico (desfosfatación), el estudio considera la necesidad de considerar una masa adicional de lodos del orden de 3 a 5 veces el peso del fósforo eliminado (valores éstos que surgen de la estequiometría de la reacción), siendo necesario precisar con detalle cuánto fósforo se quiere eliminar, para poder evaluar su incidencia sobre el tratamiento de lodos.

En 1a. y 2a. etapa de obras, será posible (y económico) secar barros en playas de secado, aprovechando terreno disponible.

Eventualmente en 3a. etapa deberia instalarse por ejemplo un filtro de bandas (eventual).

TABLE 7-3
TYPICAL DESIGN PARAMETERS FOR SECONDARY CLARIFIERS

<u>Type of treatment</u>	<u>Hudraulic loading</u>		<u>Solids Loading*</u>	
	<u>Average</u>	<u>Peak</u>	<u>Average</u>	<u>Peak</u>
	gpd/sq ft		lb solids/day/sq ft	
Settling Following Trickling Filtration	400-600	1,000-1,200	---	---
Settling Following Air Activated Sludge (Excluding Extended Aeration)	400-800	1,000-1,200	20-30	50
Settling Following Extended Aeration	200-400	800	20-30	50
Settling Following Oxygen Activated Sludge with Primary Settling	400-800	1,000-1,200	25-35	50

* = Allowable solids loadings are generally governed by sludge thickening characteristics associated with cold wather operations.

Referencias sobre el Abaco de Fig.1

El Abaco del epigrafe forma parte de un estudio realizado por el distinguido especialista francés Dr. M. Faup, quien lo hizo conocer en una conferencia realizada en París en marzo de 1975.

Dicha conferencia fue titulada (en español):

"Constantes cinéticas de los procesos de nitrificación y de nitrificación de efluentes urbanos en procesos de barros activados".

Señalamos que el proceso de oxigenación en recipientes profundos está extendido en U.S.A. y en Europa a través de Infilco, Degremont, Bayer y otras firmas.

Asimismo, acompañamos un extracto de la revista : l'Eau, l'Industrie, les Nuisances No 84 de Junio/Julio de 1984 de M. Durot, desarrollando aspectos básicos del sistema de aereación extendida en recipientes profundos.

L'aération des boues activées dans les bassins profonds :

168

Jean DURÔT

Les bassins d'épuration biologique à « boues activées » doivent être équipés de systèmes d'aération, qui remplissent un double rôle :

- apporter, aux micro-organismes aérobies, sous forme dissoute, l'oxygène dont ils ont besoin,
- provoquer un brassage suffisant pour maintenir un mélange homogène de l'eau et des matières en suspension en assurant un contact intime entre le milieu vivant et les éléments polluants.

L'efficacité de l'aération peut être appréciée à l'aide des critères suivants :

- capacité d'oxygénation CO (en gO_2 par m^3 de bassin),
- apport spécifique (en kgO_2 par kWh consommé),
- apport horaire (en kgO_2/h),
- rendement d'oxygénation, représentant le pourcentage de la masse d'oxygène effectivement dissoute par rapport à la masse d'oxygène insufflée (critère réservé aux systèmes à insufflation).

L'intérêt des bassins d'aération profonds

Les bassins d'aération à boues activées présentent généralement une profondeur voisine de 4 mètres. La recherche de l'amélioration de la qualité de l'eau épurée impose des volumes de bassin importants, notamment en ce qui concerne l'élimination de la pollution azotée ; de tels ouvrages peuvent nécessiter des surfaces d'implantation excessives.

La mise en œuvre de bassins nettement plus profonds, avec 8 à 10 m de hauteur liquide et au-delà, réalisables à des coûts raisonnables grâce aux techniques modernes de construction, présente deux avantages de base :

- gain de place,
- réduction de la surface de couverture en cas de réalisation de bassins formés.

Cette dernière disposition peut être souhaitée dans le cas d'effluents chargés de solvants ou de produits volatils malodorants (d'autant qu'un traitement de l'air rejeté est favorisé par un débit relativement limité - voir ci-dessous).

L'aération des bassins profonds

La forme de ces ouvrages incline à l'utilisation de systèmes à insufflation, en permettant l'obtention d'un rendement d'oxygénation élevé grâce :

- à la grande hauteur liquide : le rendement d'oxygénation croît avec la profondeur d'insufflation,
- à la relativement faible surface : elle autorise sans coût excessif une répartition homogène de l'insufflation de gaz, « en plancher » sur tout le fond de l'ouvrage, ce qui favorise une bonne diffusion des bulles dans toute la masse liquide.

Les bassins d'aération profonds sont généralement équipés de diffuseurs d'air placés au fond de l'ouvrage. Leur grande hauteur assure un temps de contact important des

bulles d'air avec la phase liquide et une forte pression partielle d'oxygène dans l'air insufflé, qui augmente la « force motrice » de dissolution de l'oxygène dans l'eau (loi de Fick). Par rapport à un bassin de plus faible profondeur, pour une même quantité d'oxygène dissous, le débit d'air à injecter sera plus faible, ce qui est un avantage notable dans le cas où le traitement ou le transport de l'air rejeté est souhaité. D'autre part, la réduction des débits d'air à injecter permet d'envisager plus aisément la mise en œuvre de compresseurs à haut rendement, mais plus coûteux.

Les aérateurs appropriés

Les bassins profonds étant souvent utilisés sur des effluents résiduaires industriels, il est souhaitable que les diffuseurs d'air soient de conception très robuste et ne présentent aucun risque de corrosion.

Dans les bassins profonds, l'incidence sur le transfert d'oxygène de la dimension des bulles de gaz à l'émission est moins sensible que pour des hauteurs liquides faibles ; ceci par suite de la tendance à une certaine coalescence des « fines bulles », alors que les « grosses bulles » sont plutôt sujettes à dislocation, de telle sorte que pour de très grandes hauteurs, les différences de rendement énergétique entre ces deux modes d'insufflation s'atténuent. Il est donc compréhensible que dans les bassins profonds, on se contente souvent de diffuseurs ne permettant pas à l'émission une division très fine des bulles.

Tel est le cas des aérateurs dits « statiques » fréquemment proposés pour ces types d'ouvrages. Dans ces aérateurs, l'air insufflé par de simples orifices calibrés transite avec un certain débit liquide à travers un tube mélangeur vertical, dans lequel on favorise des effets de turbulence pour créer une émulsion ensuite libérée dans la masse liquide. Le tube mélangeur est le plus souvent muni de chicanes intérieures de formes diverses.

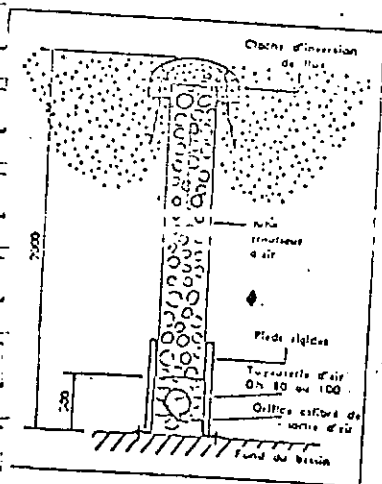
Ces appareils présentent fréquemment les inconvénients d'une faible dispersion du gaz dans la masse liquide, à cause d'une montée rapide en « torche » de l'émulsion éjectée rapidement et verticalement du tube mélangeur, et d'un risque de réduction du débit liquide dans le tube par suite d'obstructions partielles des chicanes intérieures.

Un nouvel aérateur statique.

Les deux inconvénients cités ci-dessus sont évités dans l'aérateur statique.

qui présente par ailleurs des capacités de brassage et d'oxygénation supérieures à celles habituellement obtenues sur ce type de diffuseur.

Cet aérateur statique (figure 1), capable d'un débit gazeux variable



entre 20 et 60 Nm³/h environ, présente deux dispositions originales essentielles :

- un tube émulseur de 250 mm de diamètre, à intérieur entièrement libre, dans lequel l'effet d'air-lift non freiné assure un débit pompé maximal,

- une cloche supérieure, dans laquelle une intense turbulence assure le cisaillement et la dispersion des bulles.

La cloche supérieure assure d'ailleurs une inversion du sens du flux de l'émulsion, qui en sort verticalement vers le bas, avec pour avantages :

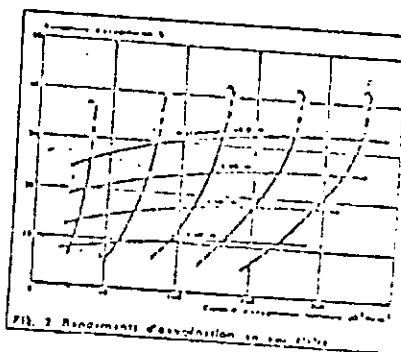
- une redescende non négligeable des bulles et une augmentation sensible de leur durée de séjour dans l'eau,

- une répartition des bulles en profondeur et sur une grande surface autour de chaque aérateur, ce qui favorise leur dispersion dans la masse et l'homogénéisation de cette dernière.

Les aérateurs sont répartis, à espacements réguliers, sur le fond horizontal du bassin. L'alimentation en gaz est réalisée par des tuyauteries horizontales alimentant chacune une file d'appareils. La tuyauterie traverse chaque pied d'aérateur, qui comporte un dispositif permettant son réglage en hauteur et sa fixation. Un orifice calibré, percé à l'aplomb de l'axe de l'aérateur sur la génératrice inférieure de la tuyauterie, assure le débit gazeux nécessaire en créant une perte de charge d'équipartition. Le diamètre de cet orifice (entre 15 et 20 mm) est suffisant pour éviter tout risque d'obstruction, même en cas de syncope du débit d'air.

L'air sortant de l'orifice calibré s'engouffre dans le tube vertical de l'aérateur où se forme une émulsion génératrice d'une charge motrice importante. L'eau pompée par l'effet « d'air-lift », et l'air transcient dans le tube, puis dans la cloche.

Le transfert de l'oxygène sous forme dissoute s'effectue efficacement :



- dans le tube, par effet de mise en émulsion,

- dans la cloche, grâce à la forte turbulence,

- enfin dans la masse liquide pendant la remontée des bulles : on conçoit que la sensible augmentation du temps de séjour de celles-ci dans l'eau, principalement dans les couches profondes du fait de l'inversion du flux, aide à l'obtention des excellents résultats de l'appareil.

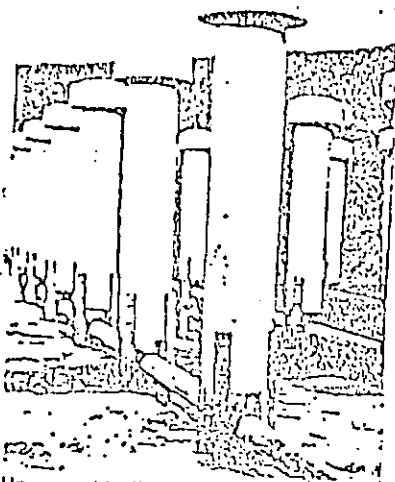
La figure 2 donne le rendement d'oxygénation dans les conditions nominales, c'est-à-dire :

- en eau pure,
- à 10 °C,
- pour une pression atmosphérique de 760 mm Hg.

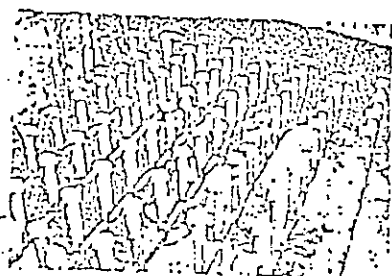
en fonction de la capacité d'oxygénation en gO₂/h par m³ de capacité du bassin et pour différentes profondeurs liquides de l'ouvrage. On a indiqué pour information les puissances spécifiques approximatives en W/m³ de capacité d'ouvrage (en négligeant la puissance absorbée par un surpresseur Roots de rendement moyen pour la compression de l'air).

Une série d'essais, effectués à différentes profondeurs (4 m - 6 m - 8 m), au Centro expérimental de Colombes par les Services techniques de la ville de Paris, a permis de recouper correctement les valeurs annoncées.

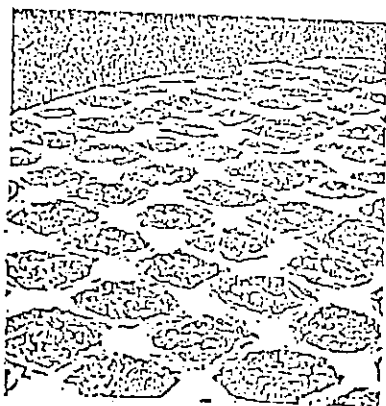
L'appareil statique ne présente aucun risque d'usure et est particulièrement résistant à la corrosion.



Un ensemble d'aérateurs.



Bassin profond vide.



Bassin d'aération en service.

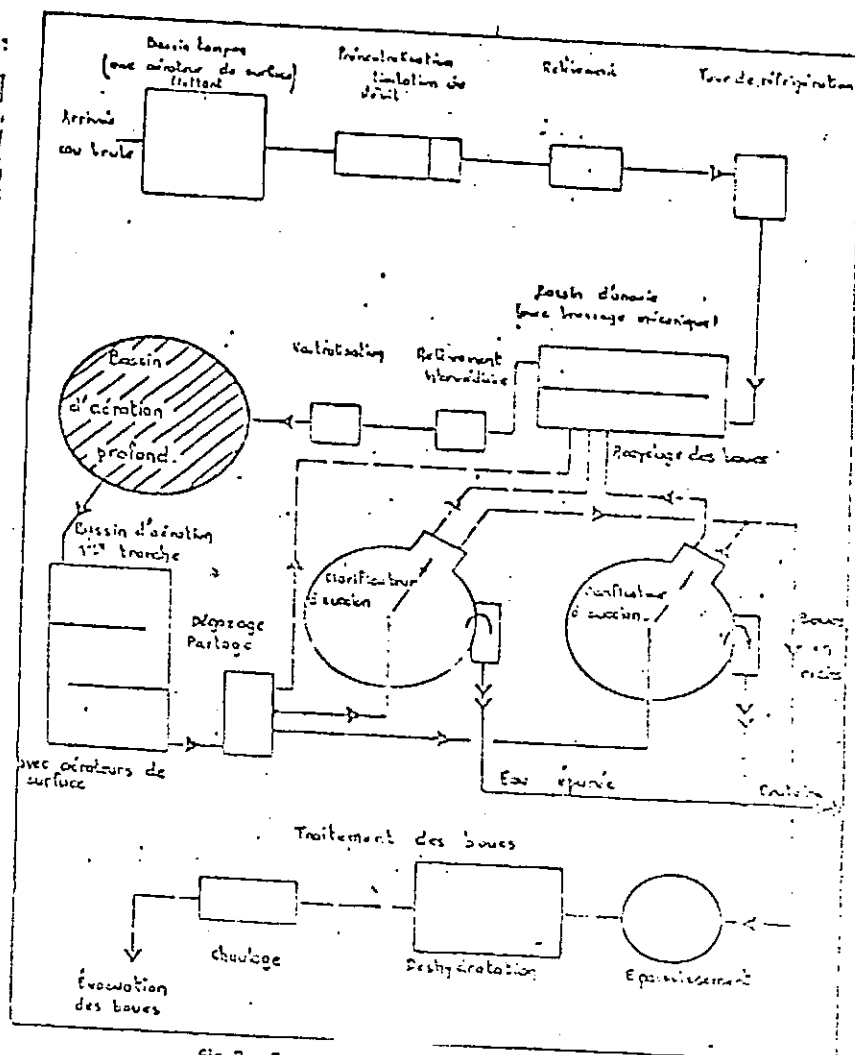


Schéma d'un exemple de station d'épuration existante.

Le tube émulseur et la cloche supérieure (fabriquée par injection) sont réalisés entièrement en polypropylène de forte épaisseur, avec assemblage par polyfusion contrôlée. La fixation des pieds supports en acier inoxydable sur le tube émulseur évite toute contrainte ponctuelle préjudiciable. La tenue mécanique de l'ensemble est sécuritaire et insensible aux efforts

hydrodynamiques engendrés par toute émulsion air/eau.

Un exemple d'application :

Le nouvel aérateur statique fonctionne déjà à quelques milliers d'exemplaires. Un exemple en est fourni par les installations d'un bassin de 9 m de profondeur réalisé sur une importante station d'épuration d'eaux résiduaires industrielles du Nord de la France.

Cette usine fabrique de la lysine, acide aminé facteur de croissance de l'organisme, en vue en particulier de l'alimentation du bétail.

Les eaux résiduaires d'un volume journalier de 7 000 m³ représentent une population équivalente de l'ordre de 200 000 usagers.

Le traitement porte sur l'élimination de la pollution carbonée et azotée, avec les garanties suivantes, largement obtenues :

- CO_2 : 30 mg/l,
- S : 30 mg/l,
- N de NH_4 : 10 mg/l,
- N de NO_3 : 100 mg/l.

Il s'effectue par voie biologique aérobie, selon le principe de nitrification-dénitrification avec zone anoxie en tête, dont l'efficacité a été démontrée lors d'essais-pilotes.

La station d'épuration, réalisée en plusieurs tranches en fonction de

l'évolution de la production, fonctionne actuellement suivant le schéma de la figure 3.

Le bassin d'aération profond, circulaire à fond plat, a pour caractéristiques :

- capacité : 7 700 m³,
- diamètre : 33 m,
- hauteur liquide : 9 m.

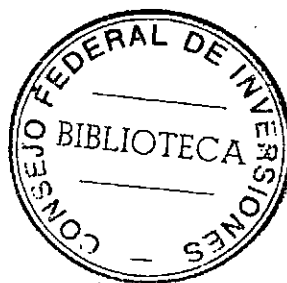
Les besoins en oxygène (calculés) imposent un apport nominal d'oxygène pour ce bassin de 1 500 kgO₂/h soit une capacité d'oxygénation nominale dans le bassin de 199 gO₂/h par m³ de capacité. Compte tenu d'un rendement d'oxygénation des aérateurs statiques de 29 % dans les conditions d'installation, et d'un poids de 300 g d'oxygène par Nm³ d'air, le débit d'air à insuffler ressort à 17 600 Nm³/h environ.

Le bassin est équipé de 370 aérateurs disposés en plancher. Les aérateurs sont alimentés par un réseau de distribution d'air en fond d'ouvrage, réalisé en polypropylène, avec nourrices principales DN 250 mm et ramifications DN 100 mm.

L'air surpressé est fourni par deux groupes compresseurs centrifuges mono-étages Helsinger Turbo à diffuseur variable, à régulation de débit continue - Pression différentielle 10 mCE - Débit aspiré unitaire : 0,50 à 9 000 Nm³/h - Moteurs 315 kW.

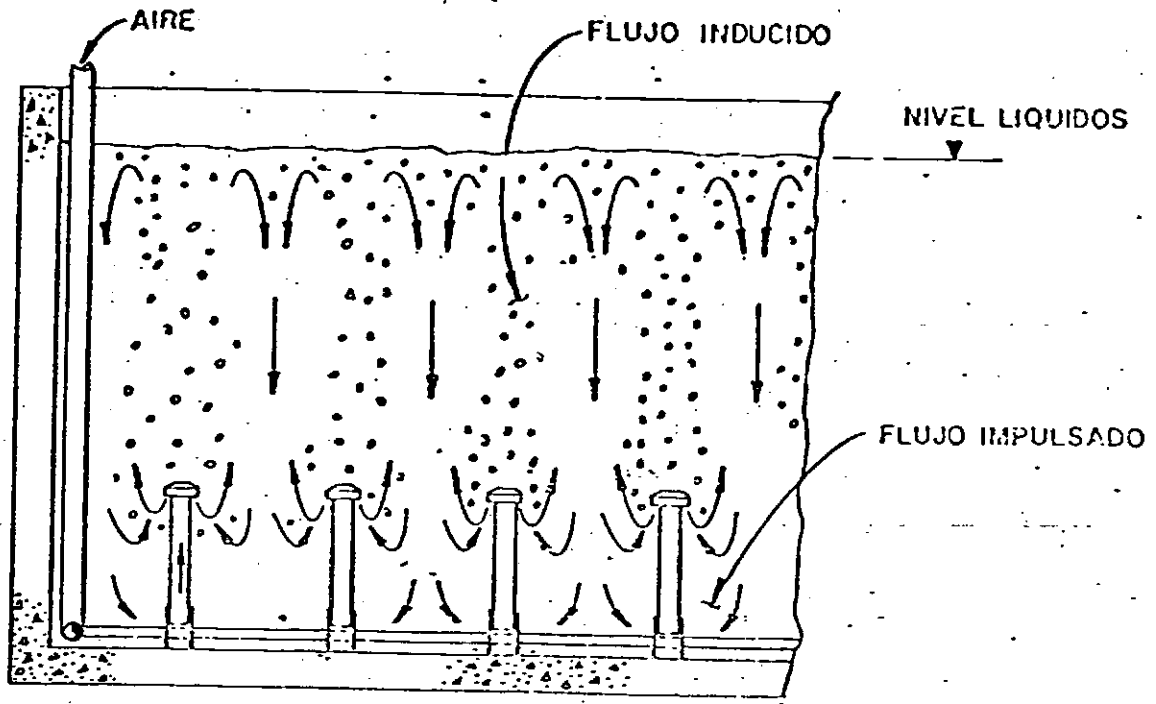
Le débit d'air est automatiquement réglé, pour maintenir la teneur en oxygène dissous désirée dans la boue activée (mesure in situ par sonde électrochimique).

L'installation donne toute satisfaction depuis sa mise en service en 1982.

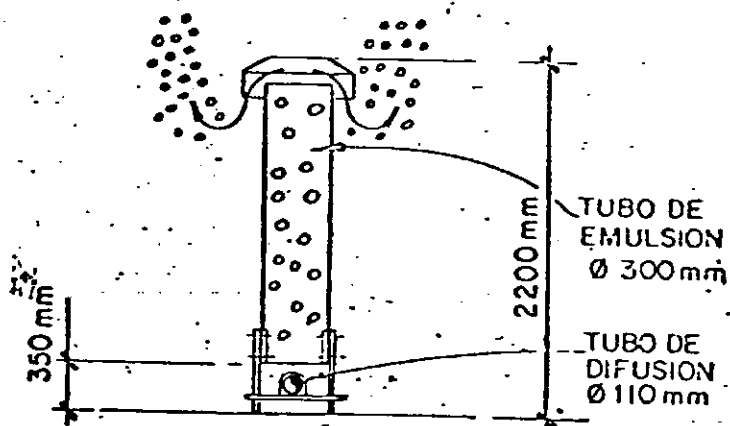


DETALLE DE DIFUSORES

172



VISTA



CORTE

INSTALACIONES DE RECIPIENTES PROFUNDOS

<u>Location</u>	<u>User</u>	<u>Number</u>	<u>Start Date</u>	<u>Comments</u>
<u>Canada</u>				
Bromont	Municipal	80	1984	Aerated lagoon
Oka	Agropur	27	1984	Activated sludge treatment of cheese factory wastes (extended aeration)
St.-Roch	Municipal	16	1984	Extended aeration
Montreal	Municipal	484	1985 (expected)	Sludge mixing
<u>France</u>				
Amiens	Eurolysine	370	1983	--
Foret De La Hardt	Municipal	240x2	1984	--
Meaux	Sidobre Sinova	36	1983	Pharmaceutical industry
Mulhous	Municipal	480	1985 (expected)	--
Nolles	Crsan	180	1983	Food industry
Roussel Uclaf	--	324	1982	Pharmaceutical industry
Tarascon	La Cellulos Du Rhone	610	1981	Pulp and paper mill
Nice	Municipal	256x2	1984	--
<u>Germany</u>				
Aalen	Palm	135	1984	Pulp and paper mill
Dachau	Plattling	64	1983	Pulp and paper mill
Erskirchen	Schaeffer	50	1984	Tannery

<u>Location</u>	<u>User</u>	<u>Number</u>	<u>Start Date</u>	<u>Comments</u>
<u>Italy</u> --	Burgo Scott	56	--	Paper mill
<u>South Africa</u> Wiggins	Municipal	28	1984	Resort - aeration of drinking water
<u>Spain</u> Alcobendas	Municipal	--	--	--
<u>Sweden</u> Kvarnsveden	--	700	1984	Pulp and paper mill
<u>United Arab Emirates</u> Umm Al Nar West	Municipal	40	--	Desalination



3.3.12 Predimensionamiento de las obras civiles - 1a. etapa

3.3.12.1 Cámara de anoxia

.Dimensiones

Largo: 65.00 m

Ancho: 20.00 m

Profundidad desde coronamiento: 3.20 m

.Hormigón armado

Paredes: las longitudinales se incluyen en el reactor biológico, quedan las transversales.

Pared: espesor 0.25 m - volumen: $20.00 \times 3.20 \times 0.25 \times 2 = 32 \text{ m}^3$

Chicanas: espesor 0.125 m - volumen: $60.00 \times 3.20 \times 0.125 \times 5 = 120 \text{ m}^3$

Fondo: espesor 0.40 m - volumen: $65.00 \times 20.00 \times 0.4 = 520 \text{ m}^3$

Total para una cámara: 672 m³

Total para dos cámaras: 1344 m³

.Relleno

Volumen: $1.40 \times 20.00 \times 65.00 = 1820 \text{ m}^3$

Total para una cámara: 1820 m³

Total para dos cámaras: 3640 m³

.Revoques S y R

Se colocan en la superficie interior de la estructura, excluyendo las chicanas.

Superficie: $(3,20 \times 20,00 \times 2) + (3,20 \times 65 \times 2) + (65,00 \times 20,00) = 1844 \text{ m}^2$

Total para cámara: 1844 m²

3.3.12.2 Reactores biológicos

.Dimensiones

Número: 2

Largo: 65,00 m

Ancho: 25,00 m

Profundidad desde el coronamiento: 8,40 m

.Hormigón armado

Paredes: espesor 0,40 m - volumen: $(8,40 \times 2,50 \times 2 \times 0,40) + (8,40 \times 65,00 \times 2 \times 0,40) = 609 \text{ m}^3$

Chicanas: espesor 0,125 m - volumen: $22,50 \times 8,40 \times 3 = 70,9 \text{ m}^3$

Fondo: espesor 0,60 m - volumen: $25,00 \times 65,00 \times 0,60 = 975 \text{ m}^3$

Total para un reactor: 1655 m³

Total para dos reactores: 3310 m³

.Excavación

Volumen: $4,00 \times 25,50 \times 65,00 = 6500 \text{ m}^3$



Total para un reactor: 6500 m³

Total para dos reactores: 13.000 m³

.Revoques S y R

Se colocan en la superficie interior de la estructura, excluyendo las chicanas.

Superficie: $(8,40 \times 25,00 \times 2) + (8,40 \times 65,00 \times 2) = 1512 \text{ m}^2$

Total para un reactor: 1512 m²

Total para dos reactores: 3024 m²

3.3.12.3 Clarificadores secundarios

.Dimensiones

Número: 2

Largo: 62,50 m

Ancho: 40,00 m

Profundidad desde el coronamiento: 4,30 m

.Hormigón armado

Pared: espesor 0,25 m. Una pared longitudinal está incluida en el cómputo del reactor

Volumen: $(4,30 \times 40,00 \times 2 \times 0,25) + (4,30 \times 65,00 \times 1 \times 0,25) = 112,9 \text{ m}^3$

Fondo: espesor 0,40 m - volumen: $65,00 \times 40,00 \times 0,40 = 1040 \text{ m}^3$



Pared central: espesor: 0,25 m - volumen: $4,30 \times 65,00 \times 0,25 = 69,9 \text{ m}^3$

Canaletas longitudinales: espesor paredes de sostén y canaletas ppd 0,10 m.

Número: 8

Largo: 45,00 m

Ancho: 0,60 m

Profundidad desde el coronamiento: 0,80 m

Volumen: $(3,50 \times 45,00 \times 0,10 \times 4) + (0,80 \times 45,00 \times 0,10 \times 12) + (0,60 \times 45,00 \times 0,10 \times 8) = 127,8 \text{ m}^3$

Canaletas transversales: espesor 0,10 - volumen: $(40,00 \times 4,30 \times 0,10) + (0,80 \times 40,00 \times 0,10 \times 3) + (0,60 \times 40,00 \times 0,10 \times 2) = 31,6 \text{ m}^3$

Total para un clarificador: 1382 m³

Total para dos clarificadores: 2764 m³

.Excavación

Volumen: $4,00 \times 40,00 \times 62,50 = 10.000 \text{ m}^3$

Total para un clarificador = 10.000 m³

Total para dos clarificadores = 20.000 m³

.Revoques S y R

Se colocan en la superficie interior de la estructura, no en canaletas y sus paredes de sostén.

Superficie: $(40 \times 3,20 \times 2) + (62,5 \times 3,20 \times 2) + (62,5 \times 40) = 3156 \text{ m}^2$

Total para un clarificador: 3156 m²

Total para dos clarificadores: 6312 m²

3.3.12.4 Camara de contacto

.Dimensiones

Largo: 40,00 m

Ancho: 3,50 m

Profundidad desde el coronamiento: 2,20 m

.Hormigón armado

Pared: espesor 0,15 m - volumen: $2,20 \times 40,00 \times 0,15 = 2,20 \times 3,50 \times 0,15 = 14,3 \text{ m}^3$

Fondo: espesor 0,20 - volumen: $3,50 \times 40,00 \times 0,20 = 28 \text{ m}^3$

Chicanas: espesor 0,10 m - volumen: $2,20 \times 2,50 \times 0,10 \times 11 = 6 \text{ m}^3$

Total para una cámara: 48,3 m³

Total para dos cámaras: 96,6 m³

.Excavación

Volumen: $1,50 \times 40,00 \times 3,50 = 210 \text{ m}^3$

Total para una cámara de contacto: 2,10 m³

Total para dos cámaras de contacto: 420 m³

.Revoques S y R

Se colocan en la superficie interior de la estructura, excluyéndose las chicanas.

Superficie: $(2,20 \times 3,50 \times 2) + (2,20 \times 40,00 \times 2) = 191,4 \text{ m}^2$

Total para una cámara de contacto: 191,4 m²

Total para dos cámaras de contacto: 383 m²

3.3.12.5 Estructuras varias

Se incluyen: cámara para bombas a tornillo de recirculación, entrada de recirculación a clarificador secundario, salida de cámara de contacto, venturi para aforo y otras pequeñas.

Total para la 1a etapa:

.Hormigón: 25 m³

.Excavación: 110 m³

.Revoque: 120 m³

3.3.12.6 Cañerías de interconexión

.Recirculación de lodos:

Longitud: 110 m

Diámetro: 0,80 m para $Q=2.500 \text{ m}^3/\text{h} = 690 \text{ l/seg.}$

Presión: 5 m.c.a.

Excavación: 350 m³

.Salida hacia venturi

Longitud: 70 m

Diámetro: 0,70 m para $Q = 2000 \text{ m}^3/\text{h} = 560 \text{ l/seg}$

Presión: 5 m.c.a.

Excavación: 225 m³

3.3.12.7 Playas de secado de barros

Aprovechando espacio disponible en 1a y 2a etapa de obras, pueden utilizarse playas para el secado de barro en 3a etapa y de acuerdo con el efectivo crecimiento de la planta, debería instalarse un equipo mecánico, vg. filtro de bandas.

De adquirirse por parte de la DPA el terreno contiguo al que está afectado actualmente, habría superficie disponible para seguir usando playas de secado, lo que es evidentemente más económico.

3.3.13 PRECOMPUTO DE EQUIPOS ELECTROMECHANICOS Y ELEMENTOS DE FABRICA.

Cámara de anoxia

- 01 Agitadores tipo hélice en cámara de anoxia (2) completos. 252.560

Recirculación

- 02 Bombas a tornillo (3) caudal unitario 2.500 m³/h. altura de elevación 2 m, largo 8 m, completos. 1.162.500

Dispersores sumergidos

- 03 Difusores de PVC (704) dimensiones según croquis, con accesorios. 274.560
- 04 Cañería de alimentación de aire en PVC (1410m) clase 6 - Diám. 60 mm. 8.040
- 05 Accesorios para derivación. 800
- 06 Cañería de alimentación de sopladores a distribución - PVC - Diámetro 150 mm (50 m). 2.800

Sopladores

- 07 Tipo Roots (8) - contrapresión 0,9 bar - caudal unitario 5200 Nm³/h - completos con minifold y accesorios. 137.760

Clarificadores secundarios

- 08 Puentes barredores (2) de recorrido recto, dimensiones según planos, completos. 450.000

Cañerías de interconexión

09	Recirculación de lodos. Diámetro 0,850 L = 110 m.	54.120
10	Salida hacia Venturi. Diámetro 0,700 L = 70 m.	<u>28.000</u>

Electricidad

Cableado y elementos eléctricos 11 excluyendo
motores

414.660

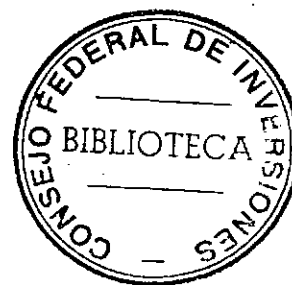
Total:

A 2.795.800

ALTERNATIVA 3.3. (Aereación extendida - Recipientes Profundos)

3a. Etapa. Costo de Inversión y Explotación.

	XEQ "ENEBOM"		ANO=2,013.	ANO=2,018.
ALT?			H=10.263	H=10.368
	3.300	RUN	Q=1.067	Q=1.276
INV?			ENE=1,362.	ENE=1,646.
	4,679,260.000	RUN	INV=0.	INV=0.
PERS?			COEN=163,698.	COEN=197,839.
	201,600.000	RUN	COTRA=1,765,801.	COTRA=1,765,801.
POPLA?			PERS=201,600.	PERS=201,600.
	1,677.000	RUN	MANT=6,000.	MANT=6,000.
MANT?			COTO=2,137,099.	COTO=2,171,239.
	6,000.000	RUN		
PB?			ANO=2,014.	ANO=2,019.
	6.300	RUN	H=10.284	H=10.389
ANO?			Q=1.106	Q=1.323
	2,009.000	RUN	ENE=1,414.	ENE=1,709.
Q?			INV=0.	INV=0.
	0.958	RUN	COEN=170,821.	COEN=205,475.
H1?			COTRA=1,765,801.	COTRA=1,765,801.
	10.200	RUN	PERS=201,600.	PERS=201,600.
H2?			MANT=6,000.	MANT=6,000.
	10.410	RUN	COTO=2,143,421.	COTO=2,178,876.
ANO=2,010.000				
H=10.200			ANO=2,015.	ANO=2,020.
Q=0.958			H=10.305	H=10.410
ENE=1,216.			Q=1.146	Q=1.371
INV=4,679,260.			ENE=1,469.	ENE=1,775.
COEN=146,104.			INV=0.	INV=0.
COTRA=1,765,801.			COEN=176,586.	COEN=213,486.
PERS=201,600.			COTRA=1,765,801.	COTRA=1,765,801.
MANT=6,000.			PERS=201,600.	PERS=201,600.
COTO=6,798,765.			MANT=6,000.	MANT=6,000.
			COTO=2,149,987.	COTO=2,186,906.
ANO=2,011.				
H=10.221			ANO=2,016.	
Q=0.993			H=10.326	
ENE=1,262.			Q=1.188	
INV=0.			ENE=1,526.	
COEN=151,749.			INV=0.	
COTRA=1,765,801.			COEN=183,405.	
PERS=201,600.			COTRA=1,765,801.	
MANT=6,000.			PERS=201,600.	
COTO=2,125,149.			MANT=6,000.	
			COTO=2,156,805.	
ANO=2,012.				
H=10.242			ANO=2,017.	
Q=1.029			H=10.347	
ENE=1,311.			Q=1.231	
INV=0.			ENE=1,585.	
COEN=157,611.			INV=0.	
COTRA=1,765,801.			COEN=190,486.	
PERS=201,600.			COTRA=1,765,801.	
MANT=6,000.			PERS=201,600.	
COTO=2,131,011.			MANT=6,000.	
			COTO=2,163,886.	



3.4. AEREACION EXTENDIDA (CARROUSELL)

3.4.1 Elementos que constituyen la primera etapa

- Una cámara colectora del líquido crudo y el recirculado.
- Canal común a dos reactores y su distribución a cada uno de ellos.
- Dos reactores de aereación y mezcla, con flujo orbital.
- Dos clarificadores o sedimentadores secundarios.
- Sistema de salida del efluente tratado, con posibilidad de cloración final.
- Sistema de colecta del lodo depositado en dos clarificadores.
- Sistema de elevación del lodo recirculado, cercano a la cámara común con el líquido crudo, mediante bombas a tornillos.
- Idem para el lodo en exceso mediante equipos tipo FLYGHT.
- Un espesador estático de lodos en exceso con retorno al circuito del líquido sobrenadante.
- Sistema de salida del lodo espesado.
- Sistema de deshidratación mediante equipos a bandas oscilantes para llevar al 70% de humedad y su disposición final (contenedores y camiones de alejamiento). (Eventualmente en 3a. etapa).

Respecto de lo anterior, cabe realizar algunos comentarios.

La mayor parte de los parámetros en el prediseño han sido deducidos de experiencias principalmente latinoamericanas, en especial de Brasil y de nuestro país.

La Memoria presentada se refiere a un estudio preliminar avanzado o anteproyecto. Algunos conceptos de detalle recién se analizarán en caso de efectuarse el anteproyecto definitivo.

El diseño está efectuado para una población futura efectuada al servicio de 240.000 habitantes. La construcción se efectuará en 3 etapas, habiéndose dividido cada una en dos módulos. O sea un total de 6 módulos que significa una aceptable flexibilidad del sistema.

La cloración del efluente final de una planta de tratamiento ha sido cuestionada en los últimos congresos y reuniones de la especialidad. La principal objeción es que el cloro no es efectivo para ciertos virus y bacterias patógenas enquistadas. La reducción de coliformes para una planta de tratamiento biológico, aplicando 8 mg/cloro/litro y un tiempo de contacto de 15 minutos, puede dejar todavía un contenido de coliformes 1 de 1.000/100 ml. (Fabián Yañez del CEPIS). Con el último Congreso de Saneamiento de Salta, algunos trabajos indicaron que únicamente con la aplicación de isótopos radiactivos es efectiva la acción desinfectante del líquido. La pauta está en la circunstancia que no han sido proyectados sistemas en los casos de Curitiba y San Miguel-Muñiz.

En el caso de Bariloche se ha incluido en los costos de inversión el correspondiente al sistema de cloración, para un uso eventual del mismo.

Dicho sistema se usaría esporádicamente para eventualidades sanitarias pero no en forma continua, en base a las razones expuestas precedentemente por lo que no cabe la inclusión del costo del cloro. Por otra parte, esta exclusión, poco significativa económicamente, afecta por igual a todas las alternativas de tratamiento.

que el barro resultante del proceso de aereación extendida está bastante estabilizado, considerando que además de los procesos de síntesis y respiración endógena se produce nitrificación y desnitrificación.

Respecto a sistemas de deshidrataciones se tienen los filtros prensas, los filtros de bandas y los filtros centrifugos. El aconsejado es el tipo de bandas oscilante utilizado ultimamente especialmente en industrias. (Papel Tucumán, entre ellos). Para una evaluación económica se debe tener en cuenta un menor costo de éstas, a más de que los filtros de bandas son importados. Por esa razón se ha preferido predimensionar una Laguna de Lodos en la 1ra. etapa, con la posibilidad de anularla durante ésta o en las próximas etapas.

3.4.2 Cámara de carga general

$Q = 2,055 \text{ m}^3/\text{seg} = \text{caudal máximo maximgrum para tres etapas.}$

$t = 20 \text{ seg.} = \text{permanencia}$

$V = Q.t = 41,10 \text{ m}^3 = \text{volumen de la cámara}$

$H = 2,50 \text{ m} = \text{tirante líquido}$

$A = \frac{V}{H} = 16,44 \text{ m}^2 = \text{área}$

H

Esta área se divide en dos sectores:

A1= sector rectangular de $l=7,726 \text{ m}$ y $b=0,528 \text{ m}$

A2= " semiexágono de $l=7,726 \text{ m}$ y $b=2,263 \text{ m}$

En cada lado de este sector, van vertederos de umbral horizontal de $l=2,98 \text{ m}$, siendo $h=0,25 \text{ m} = \text{tirante líquido.}$

La cámara general de carga de un establecimiento suele sobredimensionarse, de allí la adopción de un caudal superior a $Q_{\text{máx}} = 1,667 \text{ m}^3/\text{s}$ adoptado para la 3a. etapa. En este caso, tenemos una permanencia $t = V/Q = 24,7 \text{ segundos}$, manteniendo el volumen adoptado de $41,10 \text{ m}^3$.

3.4.3 Tratamiento biológico

3.4.3.1 Sistema adoptado

Se aplica el proceso de aereación prolongada, en tanques o reactores profundos con aereadores superficiales de eje vertical. Los aereadores producen mezcla de oxígeno, líquido crudo y lodo activado, elementos básicos del proceso. A su vez provoca el flujo a pistón en un circuito orbital compuesto por dos canales de sección rectangular, separados por un muro divisorio central, y dos cabeceras semicirculares que conectan ambos canales.

Las ventajas de este sistema son:

- No requiere sedimentación primaria ni digestores de lodos
- Gran estabilidad en los lodos producidos, los que pueden disponerse directamente, previo espesamiento y deshidratación
- Absorbe sin problemas los cambios bruscos en la calidad y cantidad del líquido afluente
- Gran eficiencia en la reducción de los siguientes parámetros:

DBO = 93 al 98%

DQO = 90 al 95%

Fosfatos = 30 al 40%

Nitrógeno total = 70 al 80%

Nitrógeno KJEDHAL (amoníaco y orgánico); 80 al 90% del nitrógeno total

Nitritos y nitratos; 3 mg/l en el efluente como máximo. En el efluente se estima 10% de nitritos y nitratos, 50% de nitrógeno gaseoso (desvitrificado), 10% como nitrógeno orgánico y 30% del nitrógeno total en el lodo.

En lo que hace a los lodos producidos considerando una edad de lodo $E = 25$ días (de diseño), se tiene un volumen de licor mezclado a retirarse diariamente del circuito $QL = V/E = \frac{2 \times 15.000 \text{ m}^3}{25 \text{ d.}} = 1.200 \text{ m}^3/\text{d}$ en la

1ra. etapa con una concentración de sólidos de 0,4 % (4.000 mg/l de SSTA). Para un índice de compactación del lodo decantado recirculado $r = 2$, se tiene una concentración de éste de 0,8% (8.000 mg/l de SS), y corresponde un caudal en exceso $Qe = 1.200 \text{ m}^3/\text{d} \times \frac{0,4\%}{0,8\%} = 600 \text{ m}^3/\text{d}$, una concentración del 0,8%.

Estimando un tenor de humedad promedio del orden de 95% del lodo espesado se tiene un volumen $Ve = Vi \frac{(1 - 0,95)}{(1 - 0,992)} = 6,25$
 $Ve = 6,25 \times 600 \text{ m}^3/\text{d} = 3.750 \text{ m}^3/\text{d} = 0,043 \text{ m}^3/\text{s}$ caudal de agua que va al circuito (7,7% del caudal de diseño de cada etapa). Este caudal y el de sistema de secado no se consideran para el diseño de los reactores, según lo especifica Max Lothar Hess, en su manual ni en general en los casos reales.

Cabe aclarar que antes de ser eliminado el caudal $Qe = 1.200 \text{ m}^3/\text{d}$, se separan en el sedimentador, una líquida $Q = 600 \text{ m}^3/\text{d}$ que sale con el efluente final y el resto $Ql = 600 \text{ m}^3/\text{d}$ como lodo en exceso, hacia la cámara colectora de lodos decantados de ambos sedimentadores, desde la cual se bombea a los espesadores.

3.4.3.2 Parámetros básicos de diseño

$f = 0,06 \text{ Kg DBO}_5/\text{Kg SS.TA.d}$ = factor de carga orgánica

$Xa = 4 \text{ Kg SSTA}/\text{m}^3$ = concentración de sólidos suspendidos en el reactor

$Cv = f.Xa = 0,24 \text{ Kg DBO}_5/\text{d.m}^3$ = carga orgánica volumétrica

$S_a = 90 \text{ mg. DBO /d.hab} = \text{aporte orgánico diario per cápita} = (180 \text{ mg/l}).$

$d = 500 \text{ L/d.hab.} = \text{aporte diario}$

$LA = S_a \cdot P = 21.600 \text{ Kg DBO5/d} = \text{carga orgánica diaria total}$

$La = \frac{LA}{N_e} = 3.600 \text{ Kg DBO5/d} = 123,281 \text{ Kg DBO5/d} = \text{carga orgánica}$

$N_e \times N_m$ diaria de cada reactor, siendo:

$N_e = 3 = \text{número de etapas}$ $N_m = 2 = \text{número de reactores de cada etapa}$

4.3.3 Dimensiones de los reactores

$V = \frac{La}{C_v} = \frac{3600}{0,24} = 15.000 \text{ m}^3 = \text{volumen de cada reactor}$

$t = \frac{V}{Q} = \frac{15.000}{833,33} = 18 \text{ horas} = \text{permanencia del caudal medio (puede variar entre 18 y 24 horas)}$

$H = 4,50 \text{ m} = \text{tirante líquido máximo} = 1,125 D \text{ (D = diámetro del aereador)}$

$B = 9,00 \text{ m} = \text{ancho constante del canal rectangular} = 2,25 D$

$e = 0,20 \text{ m} = \text{espesor de los muros verticales}$

$R = B + \frac{a}{2} = 9,10 \text{ m} = \text{radio de curvatura de las cabeceras}$

$V_A = 1.508,13 \text{ m}^3 = \text{volumen de la zona de aereación de ambas cabeceras en donde se ubican los aereadores}$

$= \frac{V}{V_A} = 9,8 = \text{relación entre el volumen total y el de aereación, que para } f = 0,06 \text{ Kg DBO5/Kg SS.TA.d, varía entre 4,10 y 10}$

$V_c = V - V_A = 13.285,62 \text{ m}^3 = \text{volumen de canales rectilíneos}$

$L_1 = \frac{V_c}{2 H \cdot B} = 164,02 \text{ m} = \text{longitud cada canal rectilíneo, con flujo a pistón}$



$L = 365,18 \text{ m}$ = longitud del eje medio del circuito (canales y cabeceras)

$L_t = 186,74 \text{ m}$ = longitud ocupada por los reactores (incluidos muros)

$B_t = 37,00 \text{ m}$ = ancho ocupado por los 2 reactores (incluidos muros).

3.4.3.4 Demanda de oxígeno en el proceso

En aereación prolongada se requiere oxígeno para los siguientes procesos para lograr la mayor estabilización de los lodos resultantes:

- Síntesis de nuevos microorganismos.
- Respiración endógena o autodestrucción de las células o lodo viejo.
- Nitrificación del nitrógeno orgánico.
- Desnitrificación de los nitratos con liberación de oxígeno.

Teniendo en cuenta las condiciones ambientales y del líquido cloacal en Bariloche, a fin de compatibilizar los parámetros teóricos de los aereadores con los disponibles en el mercado que son verificados en la siguiente situación standard: oxígeno disuelto $OD = 0$, temperatura del agua $T = 20^\circ \text{C}$, nivel del mar $H = 0$ y agua clara.

Aplicando las condiciones de este caso se obtienen:

$DO_{st} = 8.680,929 + 21.303 + 4.497,977 - 2.533,434 = 31.948 \text{ KgO}_2/\text{d}$ = demanda total de oxígeno del proceso, en condiciones standard. Además debe corregirse por la temperatura del agua en el mes más frío de $T = 8^\circ \text{C}$, por 770 m de altitud sobre el nivel del mar, por la concentración de $OD = 0,5 \text{ mg/l}$ del líquido cloacal, por ser líquido cloacal y por variaciones de calidad y cantidad (20%).

$E_1 = 0,952 \times 1,114 \times 1,044 \times 1,111 \times 1,20 = 1,476$ = aereación general para Bariloche

$DOt = E_1 \cdot Dost = 47.155,945 \text{ KgO}_2/d = 1.964,831$ = demanda total en Bariloche

$DO = \frac{DOt}{6} = 7.859,324 \text{ KgO}_2/h = 327,472 \text{ KgO}_2/h$ = demanda de O_2 para cada aereador

$Co = \frac{DO}{La} = 2,656 \text{ Kg } O_2/Kg \text{ DBO}_5$ = capacidad de oxigenación en Bariloche

Se acompaña al final del presente capítulo referencias desarrolladas de la planta de Curitiba, Brasil, de mayor magnitud que la que estamos analizando; recordamos también que ha colaborado en el presente proyecto el Ingeniero Miguel Angel Potel Junot, autor del diseño de la planta instalada por Obras Sanitarias de la Provincia de Buenos Aires en la localidad de Muñiz, Partido de Gral. Sarmiento en la citada provincia, también de mayor tamaño que la que nos ocupa y que funciona de acuerdo a lo previsto.

La demanda de oxígeno ha sido calculada, considerando los procesos que se desarrollan para obtener una estabilización mayor en el efluente a volcarse en el lago. Dichos procesos son síntesis de células activas, usando material poluente (DBO), respiración endógena o descomposición de las células viejas, nitrificación de los nitrógenos (proteínas, urea, etc) orgánicos, (satisfacción de la fase carbonácea e iniciación de la nitrogenada), desnitrificación de los nitratos con liberación de nitrógeno gaseoso y oxígeno y demandas químicas ávidas de oxígeno, (que no es el caso del líquido doméstico).

Hay amplia bibliografía sobre esos procesos y en especial, es el trabajo presentado al SIMPOSIO OPS/CEP/S de Buenos Aires (Ing. Celso SAVELLI GOMES).

$$D_{o1} = a \cdot DBo \quad \text{y} \quad E = \frac{100}{1 + 0,0135 \cdot F} = \text{eficiencia en reducción de DBo}$$

$$F = \frac{La}{Kg \text{ SSTA} \times t(h)} = \frac{21.600 \text{ Kg/d}}{360.000 \times 18 h} = 3,333 \text{ para:}$$

$$\frac{1.000}{1.000}$$

$$\frac{21.600 \text{ Kg. DBo/d}}{0,06 \text{ Kg. DBo/Kg.SSTA. d}} = 360.000 \text{ Kg. SSTA}$$

Entonces $E = 97,6\%$ = eficiencia a esperar del proceso.

$a' = 0,45 \text{ Kg O}_2/\text{Kg DBo remov/d}$ (varía entre 0,45 y 0,55).

$$D_{o1} = 0,45 \times 0,976 \times 21.600 = 9.486,72 \text{ Kg O}_2/\text{d para síntesis.}$$

Respiración endógena: $D_{o2} = b' \cdot \text{Kg. SSTA} = 0,055 \times 360.000 = 19.800 \text{ Kg. O}_2/\text{día}$ siendo $b' = \text{Kg. O SSTA.d.}$ que varía entre 0,05 y 0,10 (según Calidad del líquido).

Nitrificación: $D_{O3} = c' \cdot \text{Norg. nitr.}$

Se estima en 8 gr./hab. d., el aporte de nitrógeno orgánico de un líquido doméstico.

$$\text{O sea } 240.000 \text{ hab.} \times 0,008 \text{ Kg. Norg/d. hab.} = 1.920 \text{ Kg. Norg./d.}$$

$$c' = \frac{128}{28} = 4,57 \text{ Kg O}_2/\text{Kg. Norg. (según reacciones en la nitrificación)}$$

$E = 90\%$ = eficiencia típica en la nitrificación

$$D_{O3} = 1920 \times 0,9 \times 4,57 = 7896,96 \text{ Kg. O}_2/\text{d para nitrificación}$$

Desnitrificación: $DO_4 = d' \cdot \text{nitrato desnitrificado}, d' = 0,62 \cdot c' = 2,96$
Kg/O₂/Kg.N.

N desnitrif. = E x Norg. nitrif. = $0,9 \times 0,9 \times 1.920 \times 2,86 = 4.447,872$
Kg O₂/d oxígeno aportado al proceso para E = 90% en eficiencia de
desnitrificación.

$DO = DO_1 + DO_2 + DO_3 - DO_4 = 32.735,8$ Kg O₂/d = Demanda total O₂
estimada en condiciones standard: oxígeno disuelto OD = 0, temperatura
del agua T = 20°C, nivel del mar H = 0 y agua clara.

Corrección por temperatura: T = 6°C = (media del líquido en invierno)

$$E_t = \frac{C}{C} \cdot \frac{K_{20}}{K_6} ; \frac{K_{20}}{K_6} = 1,01875 = 1,297, \text{ ó sea } E = \frac{9,07}{12,46} \times 1,297 = 0,944$$

= Corrección por temperatura 6°C, siendo C =
9,07 mg/l y C = 12,46 mg/l

Corrección por altitud (900 m sobre nivel del mar y T = 20°C)

$E_a = \frac{9,07}{8,11} = 1,114$, para solubilidad del O₂ disuelta respectivamente al

del mar y 800 m de altura, correspondiente a temperatura T = 20°C (de
la prueba de Latinoamérica, en lugar de T = 10°C de los europeos).

$$E_2 = \frac{10,70}{10,60 - 1,00} = 1,115 \text{ Corrección para OD} = 12,17 \text{ mg/l} = \text{solubilidad}$$

O₂ en el agua limpia de Bariloche y OD = 12,10 mg/l = idem para líquido
cloacal y 1 mg/l de contenido de OD.

$E_g = + 1,2$ = coeficiente de corrección por variaciones de pico (DBO y
las posibles variaciones de SSTA).

$E = E_t \cdot E_a \cdot E_2 \cdot E_g = 1,407 = 1,41$ = corrección general (valor algo
alto teniendo experiencias de CURITIBA que fue 1,3, que dieron mayor
demanda calculada que la real).

Entonces $D0 = 1,41 \times 32785,9 \text{ kg O}_2/\text{d} = 46.222,98 \text{ kg/O}_2/\text{d} = 1.926,166 \text{ kg O}_2/\text{h}$ = Demanda total del sistema.

$C_o = \frac{D0}{LA} = \frac{46.222,98}{21.600} = 2,140 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}$ = capacidad de oxigenación en Bariloche.

Este valor es inferior al calculado en la memoria original, pero se mantiene para más seguridad el anterior.

3.4.3.5 Sistema de aereación

Se adoptan aereadores superficiales de montaje vertical de formato cónico o semejante, con paletas radiales sujetas al mismo. En cada cabecera, a una distancia $t = 2,06 \text{ m}$ de la terminación del muro longitudinal, en su prolongación, se coloca un aereador.

Se producirá un movimiento helicoidal orbital de directriz rectilínea en todo el circuito que produce mezcla y evita la sedimentación.

$D = 4,00 \text{ m}$ = diámetro de giro de las paletas

$U = 24 \text{ a } 25 \text{ rpm}$ = velocidad de giro

$E = 2 \text{ kg O}_2/\text{kw.h}$ = eficiencia de oxigenación de diseño

$P = \frac{D0t}{Na \cdot E} = 81,868 \text{ kw} = 109,7 \text{ HP} = 111,34 \text{ CV}$ = potencia requerida en el eje para cada aereador ($Na = 12$ = número de aereadores)

$D0 = 163,7 \text{ kg O}_2/\text{h}$ = capacidad de O_2 por aereador

$P_m = 1,14 P = 125 \text{ HP}$ = potencia nominal de cada motor

$f_1 = 2$ = factor de servicio del reductor de velocidad

$N_a = 12$ aereador, siendo $N_a = 2$ = el número de aereadores en cada reactor

$p = \frac{2 P}{V} = 11,07 \text{ w/m}^3$ = densidad de potencia total, que puede variar entre 5 y 15 w/m³ para aereación extendida a fin de mantener una velocidad mínima de 26 cm/s. Con un solo aereador en marcha $p = 5,54 \text{ w/m}^3$, o sea que aún se mantiene dentro de los límites pero manteniendo $H_{\text{máx.}} = 4,50 \text{ m}$.

De acuerdo a catálogos de aereadores superficiales de eje vertical, diseñados especialmente para este sistema, la velocidad de rotación de las paletas debe ser baja, por tener un rendimiento (es el aconsejado para el diseño) de 2 kg O₂/kwh (algo elevado pero conservador) por tener $f = 0,06 \text{ kg DBO/kg SSTA d}$, un valor bajo.

Para estos aereadores se aconseja una rotación entre 36 y 40 rpm para los pequeños y de 20 a 25 para los grandes.

El proyectado para CURITIBA de $D = 4,05 \text{ m}$ = imerso rotativo abierto con paletas radiales externas), marca SIMCAR tiene 24 rpm. Se adoptaron aereadores HUBERT, de 23 rpm.

El número de revoluciones debe producir velocidades periféricas entre 2 y 7,5 m/s (a fin de no romper flóculos formados).

3.4.3.6 Régimen hidráulico del flujo

$P = 9,81 B.H \left(\frac{n^2 L}{R^{2/3}} + \frac{N_1 K_1}{2g} + \frac{N_2 K_2}{2g} \right) U_3$ = potencia suministrada al líquido del reactor por los aereadores.

$B.H = 40,50 \text{ m}^2$ = área de pasaje máxima

$n = 0,012$ = coeficiente de fricción de MANNING

$R = 2,25 \text{ m}$ = radio hidráulico

$L = 365,18 \text{ m}$ = longitud del circuito

$K_1 = 110$ = coeficiente de N_1 giros o curvas a 180° en las cabeceras con aereadores.

$K_2 = 8$ = coeficiente de N_2 giros o curvas a 180° en las cabeceras sin aereadores.

V = velocidad media del flujo en m/s, (debe ser mayor que $0,26 \text{ m/s}$).

Para los dos aereadores funcionando $P = 163,7 \text{ kw}$ y $U = 0,332 \text{ m/s}$

Para 1 aereador funcionando y un aereador detenido, $P = 81,868 \text{ kw}$ y $U = 0,326 \text{ m/s}$.

Ambos valores de U son para el tirante máximo $H = 4,50 \text{ m}$.

Los fabricantes deben suministrar la potencia P en función de H o de la sumergencia de los aereadores. Debe verificarse H min. que de la velocidad mínima $U = 0,26 \text{ m/s}$, para ambas situaciones.

3.4.3.7 Recirculación del lodo activado

Para completar el proceso debe efectuarse la recirculación del lodo activado, depositado en la clarificación, hacia el ingreso del agua cruda.

En este proceso se llega a una relación de compactación $C_c = \frac{S_{sv}}{S_{sta}} = 2$

siendo S_{sv} = concentración del lodo recirculado y $S_{sta} = 4 \text{ kg Ssta/m}^3$ del reactor.

Ejemplo: $v = \frac{1}{C_c - 1} = 1 = 100\%$ Q = relación de recirculación adoptada para lograr una $C_c=2$, o sea

$Q = Q_a = Q_r$, siendo Q_a = caudal afluente de cada etapa.

Si adoptamos $Q_a = q_{\max. d} = 0,555 \text{ m}^3/\text{s}$ = caudal afluente de cada etapa
 $Q_r = 0,555 \text{ m}^3/\text{s}$, para tener mayor rango de recirculación con respecto a Q_{med} .

O sea $q = \frac{2 \times 0,555}{2} \text{ m}^3/\text{s} = 0,555 \text{ m}^3/\text{s}$ = caudal total que ingresa y sale de cada reactor y además
 que ingresa a cada clarificador = $1,2 q$ (valor aceptable en aereación prolongada).

3.4.3.8 Sistema de ingreso del líquido crudo y recirculado mezclado a los reactores

Desde la cámara que recibe ambos caudales Q y Q_r , ubicada entre ambas cabeceras contiguas de los reactores, un canal central entre ambos, distribuye equitativamente los caudales mencionados a esos reactores de cada etapa.

$Q = 1,11 \text{ m}^3/\text{s}$ = caudal de pasaje en el canal central y $Q_1 = 0,555 \text{ m}^3/\text{s}$, a cada canal de distribución.

Para $U = 100 \text{ m/s}$ = velocidad media, $h = 0,70 \text{ m}$

$b = 1,57 \text{ m}$ = ancho del canal central y $L = 8 \text{ m}$

$b_{\max.} = 0,79 \text{ m}$ = ancho mayor (ingreso) del canal transversal de distribución a cada reactor.

$b_{\min} = 0,12 \text{ m}$ ancho menor (final) de ese canal de longitud $l = B = 9 \text{ m}$.

La salida se hace por 10 orificios de $h = 0,70$ m, $b = 0,12$, practicada en uno de los muros laterales del canal transversal.

El líquido cae en el reactor, con una caída libre mínima de $0,30$ m ($0,10$ m el espesor del piso), para $H_{\text{máx.}} = 4,50$ m.

3.4.3.9 Sistema de salida del licor mezclado del reactor

Al final de cada canal rectilíneo de desnitrificación, antes del restante aereador, se produce la salida del licor mezclado hacia los clarificadores.

Se utiliza una caja metálica móvil, con accionamiento vertical en una distancia $AH = H_{\text{máx.}} - H_{\text{mín.}}$. El líquido cae dentro de la caja a través de ambos bordes longitudinales de la base rectangular.

$Q = 0,555$ m³/s = caudal de pasaje de cada reactor.

Para $h = 0,12$ m, $L = 7,172$ m. O sea la caja tendrá:

$L = 3,59$ m, $b = 0,50$ m, $h = 0,20$ m = caída libre mínima para $H_{\text{mín.}}$

La caja puede dividirse en 2 sectores independientes y su accionamiento puede hacerse mediante manivela manual o con activadores eléctricos.

La variación de H o sea la sumergencia de los aereadores permitirá variar el suministro de O_2 para optimizar el proceso (al comienzo debe ser $OD = 4$ a 5 mg/l y al final $OD = 0$ a $0,5$ mg/l).

$D = 0,80$ m = diámetro del caño que vincula cada caja con la cámara colectora, que da $U = 1,09$ m/s. Para la unión de ambas cajas hacia esa cámara $D = 1,20$ m y $U = 0,97$ m/s.

3.4.3.10 Clarificación

Dimensiones

Se adopta $q = \frac{Q}{2} = 0,277 \text{ m}^3/\text{s} = 23932,8 \text{ m}^3/\text{d}$, por estar cercanas la

entrada del licor mezclado de los reactores y la salida del lodo depositado en el fondo para ser recirculado.

$N_d = 2$ = número de clarificadores de cada etapa.

Para $Ch = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ = carga hidráulica superficial, se tiene:

$A = \frac{q}{Ch} = 986,4 \text{ m}^2$ = área de cada decantador

$D = 35,44 \text{ m}$ = diámetro del decantador.

Se adopta $H = 2,80 \text{ m}$ = altura líquida media en:

$V = AH = 2764,920 \text{ m}^3$ = volumen de cada decantador.

$t = \frac{V}{q} = 2,8 \text{ horas}$ = permanencia media para q = caudal máximo diario y

$t = 2,24 \text{ horas}$ = permanencia media para q = caudal máximo horario.

$Ch = \frac{q.ssta}{A} = 96 \text{ kg ss}/\text{m}^2.\text{d}$ = carga orgánica superficial para

$q = 0,277 \text{ m}^3/\text{s}$.

El piso del sedimentador circular tiene una pendiente hacia la columna central de $d = 1,00 \text{ m}$ de 1 en vertical y 12 m en horizontal.

Salida del líquido decantado:

Se efectúa hacia una canaleta de ancho $b = 0,70$ m, situada superficial y periféricamente a 1 m del muro. Se proyectan 216 vertederos triangulares en el borde exterior y 212 vertederos en el borde interior. Las dimensiones son: $b = 0,20$ m = ancho o base del vertedero, $H = 0,10$ m = altura del vertedero, $S = 0,50$ m = distancia c.a.c (vértices) y $h = 0,046$ m = tirante líquido de existir repartición equitativa. En la práctica se estima en $2/3$ el caudal para el borde interior, o sea $h = 0,052$ m.

Si se adopta $q = q_{\max} h = 0,343$ m³/s, ese tirante h máximo es $h = 0,057$ m.

Considerando que el caudal que cae dentro de la canaleta se divide en 2 sectores, con una cámara colectora común, se tiene:

$q = 0,172$ m³/s, $U = 0,82$ m/s = velocidad para $b = 0,70$ m y $h_{\max} = 0,30$ m

O sea que desde el coronamiento $H = 0,50$ m = altura total de la canaleta.

$D = 0,60$ m = diámetro del caño de salida desde la cámara colectora a la de enlace con el restante decantador.

$U = 1,213$ m/s = velocidad en ese caño de $D = 600$ mm.

$D = 0,90$ m = diámetro del caño que transporta el caudal de ambos clarificadores, $U = 1,08$ m/s = velocidad en el caño de $D = 900$ mm.

Entrada del licor mezclado al decantador

Una cañería de diámetro $D = 600$ mm, vincula a la cámara colectora y distribuidora del licor mezclado de la etapa con la columna central hueca, siendo $U = 1,94$ m/s = velocidad de pasaje.

El líquido asciende por la columna y sale por troneras rectangulares, ubicada debajo del nivel líquido del clarificador.

A posteriori desciende debido a una chicana concéntrica a la columna para seguir luego el flujo ascendente y periférico hacia los vertederos.

Salida del lodo depositado

Los rascadores de fondo recogen y arrastran hacia una tolva central, el lodo depositado. Esos rascadores se dividen en sectores que le confieren forma parabólica, contruidos con perfiles U y planchuelas de acero que sujetan láminas de neoprem en contacto con el piso, apoyándose esos reactores en ruedas que permiten su deslizamiento.

El conjunto está suspendido a un puente móvil de estructura reticulada, de 90 cms. de ancho y barandas de 100 cms de altura, que se apoya en la columna central y periféricamente en el coronamiento de hierro; el accionamiento es efectuado por un motor eléctrico con reductor.

Un caño de hierro fundido de diámetro $D = 0.350$ m, vincula la tolva con una cámara común a ambos decantadores, para recoger el lodo de ambos.

De acuerdo a IVANILDO NESPAHOL en el manual de sistemas de Espotos. Secretarias de CETESB, en la Norma de 10 estados = Standards for Sewage Works, Upper Missisipi, las tasas de escurrimiento superficial no deben exceder $41 \text{ m}^3/\text{m}^2$ en decantadores finales de lodos activados para $Q = 7.500 \text{ m}^3/\text{d}$.

A su vez AZEVEDONETTO, J.M. y HESS, Max Lothaer en "Tratamiento de aguas residuarias" (Separata Revista DAE, 1970), expresan:

Decantadores primarios: 30 a 45 $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$.

Decantadores secundarios: 20 a 25 $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$



205

En Curitiba para el caudal de pico $CH = 28,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$

"Activox" marca de los aereadores de San Miguel, aconsejó $CH = 6 \text{ gml/sf/day} = 24,45 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para los clarificadores finales, con buen resultado.

Según ARANDA PESSOA "Tratamiento de Esgotos Domésticos", CH dependerá del IVL (Índice de MOHLMAN). Para IVL 100, $CH = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ y para IVL 100, $CH = 60 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Cabe aclarar que se espera IVL 100.

También en Tabla 12.7, Tratamiento Biológico del Agua residual de METCALF y EDDY - para $SSTA = 3,5 \text{ kg SS/m}^3$, $= 50\%$, $CH = 1,16 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$.

Finalmente el Profesor HESS, en clases dadas en la Universidad del centro (Olavarría), demostró que llevar de 25 a $30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d} = CH$, disminuye 1,3% únicamente la eficiencia en eliminación de la DBO.

Ante esta diversidad de valores, lo lógico sería efectuar a posteriori la prueba de decantabilidad a fin de conocer el CH óptimo. O sea que se puede disminuir el $CH = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ a un valor menor únicamente para tener un grado mayor de seguridad y no por no cumplir parámetros de práctica (así se hizo en San Miguel).

Por otra parte, las expresiones de METCALF y EDDY y otros consultores son opiniones individuales sin universalidad y tienen rango inferior a normas emanadas de instituciones reconocidas.

Los cálculos de velocidad de decantación tanto en el "carrousell" como en "recipientes profundos" (V) conforman, entre otros, a las normas de la Environmental Protect Agency (EPA) que se adjuntan en las respuestas a las observaciones del sistema de "recipientes profundos".

La salida del líquido decantado dibujado en el plano, es semejante a la aplicada en San Miguel (que funciona normalmente). El sistema explicita

do en la Memoria se aconseja de acuerdo a experiencias de Curitiba, por ser decantadores de 65 m de diámetro. Puede aplicarse cualquiera de estos sistemas en el proyecto ejecutivo.

3.4.3.11 Recirculación de lodos activos

- Equipo de bombeo a tornillos eleva el lodo recirculado a la cámara ubicada en las cabeceras de los reactores. Una cañería de longitud $L = 250$ m aproximadamente lo transporta desde la cámara colectora a esa cámara.

$D = 700$ mm = diámetro.

$q = 0,555$ m³/s = caudal de lodo recirculado.

$U = 1,42$ m/s = velocidad de pasaje.

Cada tornillo, uno de reserva, tiene $q_b = 0,555$ m³/s

$H = 3,0$ m = altura de elevación.

$U = 39,25$ pm

$E = 75\%$

$P = 35$ HP = potencia del motor

$\alpha = 30^\circ$ = ángulo de inclinación

$n = 3$ entradas

$D = 1,45$ m = diámetro del tornillo

$L = 10,00$ m = longitud del tornillo

3.4.3.12 Disposición de la espuma del clarificador

Un barredor superficial periférico, suspendido del punto móvil recoge

el estrato de espuma; a través de un vertedero el sobrenadante es enviado a la cámara colectora de lodos. El estrato de espuma, principalmente semillas, es dispuesto periódicamente en forma semejante que el material retenido en las rejillas.

3.4.4 Disposición del lodo en exceso

3.4.4.1 Volumen de lodo en exceso

El lodo en exceso resultante en el proceso no requiere digestión por tener un alto grado de estabilización y mineralización.

La edad del lodo es la que establece ese grado de estabilización. Se adopta $E = 25$ días.

$$E = \frac{1}{f \cdot I} = 25 \text{ días} = \frac{1}{0,05 \times 0,8}, \text{ siendo } I = 0,8 \text{ kgss/kgDBO}_5 = \text{índice de crecimiento del lodo en el reactor}$$

$$\text{Además } E = \frac{V}{Q_0} \Rightarrow Q_0 = \frac{V}{E} = \frac{15000 \text{ m}^3}{25 \text{ d}} = 600 \text{ m}^3/\text{d} = 25 \text{ m}^3/\text{h}$$

= caudal de líquido mezclado que se extrae diariamente del reactor con la sola finalidad de purgar los sólidos que transporta.

La cantidad de sólidos suspendidos a retirar es:

$$X_e = 600 \text{ m}^3/\text{d} \times 4 \text{ kgss}/\text{m}^3 = 2400 \text{ kgss}/\text{d} = \text{cantidad de sólidos suspendidos a retirar de cada reactor.}$$

Para ambos reactores de la etapa $X_e = 4.800 \text{ kgss}/\text{d}$.

Si la concentración del lodo depositado en el clarificador es :

$SS_r = 8 \text{ kgss}/\text{m}^3$ (para $C_c = 2$), se deben eliminar diariamente,

$$Q = \frac{4.800 \text{ kgss}/\text{d}}{8 \text{ kgss}/\text{m}^3} = 600 \text{ m}^3/\text{d} = 25 \text{ m}^3/\text{h} = \text{caudal de lodo a eliminar}$$

diariamente, que debe enviarse al espesador.

Suponiendo un bombeo intermitente de 4 veces diarias, de 2 hors c/u se tiene $q_b = 75 \text{ m}^3/\text{h} = 0,021 \text{ m}^3/\text{s}$ = caudal de bombeo.

3.4.4.2 Espesador de lodo

A fin de disminuir el volúmen de lodo a deshidratar, el lodo bombeado con 99,2 % de humedad, se disminuye a un promedio de 95%.

$X_e = 4800 \text{ kgss}/\text{d}$ = cantidad de sólidos suspendidos que ingresan diariamente en el espesador.

Para una carga de $C_{ss} = 25 \text{ kgss}/\text{m}^2.\text{d}$, en el espesador estático se tiene:

$$A = \frac{X_e}{C_{ss}} = 192 \text{ m}^2 = \text{área del espesador}$$

C_{ss}

$D = 15,60 \text{ m}$ = diámetro del espesador.

Considerando una concentración promedio del 95% de humedad, para 15 días de retención

$$V = \frac{4800 \text{ kgss}/\text{d} \times 15 \text{ d}}{1000 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 0,05} = 1440 \text{ m}^3 = \text{volúmen del espesador}$$

$$H = \frac{V}{A} = 7,50 \text{ m} = \text{altura del espesador.}$$

$$V_e = \frac{600 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,8}{5} = 96 \text{ m}^3/\text{d} = \text{volúmen diario de lodo compactado}$$

con 95% de humedad.

$$V_s = 600 \text{ m}^3/\text{d} - 96 \text{ m}^3/\text{d} = 504 \text{ m}^3/\text{d} = \text{volúmen diario de licor sobrenadante a enviar a los reactores.}$$

El espesador consta de 3 sectores, casquete superior, casquete inferior de apoyo y sector cilíndrico.

El líquido clarificado sale intermitente mediante un sifón cuya base se encuentra en el plano superior del cilindro.

3.4.4.3 Deshidratación del lodo espesado

El lodo debe ser retirado de la planta en condiciones para su almacenamiento en contenedores y su posterior transporte en camiones hacia su destino final. Para ello debe llevarse de 95% al 70 a 80% el contenido de humedad.

$$V_e = \frac{96 \times 5}{30} = 16 \text{ m}^3/\text{d} \text{ cantidad de lodo obtenido con 70\% de humedad.}$$

$$V_s = 96 - 16 \text{ m}^3/\text{d} = \text{caudal sobrenadante a retomar el circuito.}$$

Utilizando lagunas de lodo en las 1a y 2a etapas de obra:

Se adopta 0,08 m²/hab, el área unitaria para lodos primarios.

$$A = \frac{236.700 \text{ hab} \times 0,08 \text{ m}^2/\text{hab}}{3} = 6312 \text{ m}^2 = \text{superficie de lagunas en la}$$

Para lagunas de 10 m de ancho y longitud 30 m, se tiene:

$$N = 21 \text{ lagunas de lodo para la 1a etapa y 63 para el total.}$$

La altura de las lagunas se descompone en $h_1 = 0,20 \text{ m}$ = revancha, $h_2 = 0,10 \text{ m}$ = altura de la espuma superior, $h_3 = 0,50 \text{ m}$ = capa líquida en eliminar periódicamente, $h_4 = 0,20 \text{ m}$ = capa de lodo depositado, $h_5 = 0,10 \text{ m}$ = espesor de ladrillos y arena del piso y $h_6 = 0,20 \text{ a } 0,50 \text{ m}$ = espesor de arena donde van los caños colectores abiertos.

Dos compuertas de 0,20 m de ancho metálicas, $h = 0,80 \text{ m}$ = altura con 10 orificios de 0,05 m, colocados a tres bolillo y separados 0,10 m.c.a.c.

3.4.4.4 Análisis detallado del comportamiento de los lodos

La cantidad q_b que se forma diariamente en el reactor, es $q_b = L_a \cdot I = 3.600 \text{ kg DBO/d}$ por $0,55 \text{ kg SS/kg DBO} = 1.980 \text{ kg SS/d} = \text{cantidad de lodo formado/día}$, para $I = 0,55 \text{ kg SS/kg DBO}$.

También diariamente se purga una cantidad q_o de sólidos suspendidos, que deben enviarse al espesador.

En régimen permanente $q_b = q_o \cdot X_a$, siendo:

$$E_L = \frac{W \text{ (kg SS)}}{q_b \text{ (kg SS/d)}} = \frac{X_a \cdot V}{L \cdot I} = \frac{1}{f \cdot I} = \frac{4 \text{ kg SS/m}^3 \times 15.000 \text{ m}^3}{3.600 \text{ kg DBO/d} \times 0,55 \text{ kg SS/kg DBO}} =$$

$$\frac{1}{0,06 \text{ kg DBO/kg SS.d} \times 0,55 \text{ kg SS/kg DBO}} = 30,3 \text{ días} = \text{edad del lodo}$$

Si se adopta $X_v = 0,75 \times 4 \text{ kg SS/m}^3 = 3 \text{ kg SS/m}^3 = \text{concentración de sólidos suspensivos volátiles o activos del tanque}$ y $0,96 \times 3.600 \text{ kg DBO/d} = 3.456 \text{ kg DBO/d}$ removida por día; entonces:

$$E_L = \frac{3 \text{ kg SS/m}^3 \times 15.000 \text{ m}^3}{3.456 \text{ DBO/d} \times 0,55 \text{ kg SS/kg DBO}} = 23,7 \text{ días}$$

O sea puede aceptarse $E = 25 \text{ días}$ adoptado.

$$\text{También como } E_L = \frac{W}{q_o \cdot X_a} = \frac{X_a \cdot V}{X_a \cdot q_o} = \frac{V}{q_o}, \text{ o sea:}$$

$$q_o = \frac{V \text{ (m}^3\text{)}}{E_L \text{ (día)}} = \frac{15.000 \text{ m}^3}{25 \text{ d}} = 200 \text{ m}^3/\text{d} = \text{caudal de licor}$$

mezcla a eliminar cada reactor. Este caudal se divide en dos partes, el que sale con el líquido decantado y el resto como lodo depositado o

recirculado, que al ser su concentración $XL = 8 \text{ kg SS/m}^3$, se tiene $q' o$
 $= \frac{q_o \times 4 \text{ kg SS/m}^3}{8 \text{ kg SS m}^3}$

300 m^3/d , de lodo activado en exceso sacado del fondo del decantador, a eliminar y enviar al espesador.

Cada espesador recibe el aporte de dos decantadores. Finalmente $q'L = 2$
 $q'o = 600 \text{ m}^3/\text{d}$, lodo en exceso (8 kg SS/m^2) a enviar al espesador.

Los espesadores de lodos se aplican en aereación extendida, caso Curitiba y San Miguel, particularmente por el gran volumen de lodo en exceso con alto contenido de humedad 99,2%.

Significa que las playas de secado o las prensas deben albergar esa cantidad.

Se ha visto que para pasar de 29,22% al 96%, se tiene que el nuevo caudal a tratar es cinco veces inferior aproximadamente al del lodo en exceso. es decir se justifica plenamente.

El lodo resultante de aereación extendida por la edad del lodo está bastante estabilizado, (se advierte al tacto, parecido al humus). El aplicado, semejante al proyectado en ARRECIFES por ACSBA y el de San Miguel (son estáticos) provoca esa reducción del porcentaje de humedad, por su altura se produce compresión en las capas inferiores. Cabe aclarar que hasta el presente no tienen inconvenientes.

$\frac{600 \text{ m}^3/\text{d} \times 8 \text{ kg SS/m}^3}{30 \text{ kg}^2 \text{ SS/m}^2 \cdot \text{d}} = 160 \text{ m}^2$. Corresponde un $D = 14,27 \text{ m}$ = diámetro y

$H = 3,00 \text{ m}$ y $t = \frac{160 \times 3}{600 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,8 \text{ días} = 19,2 \text{ hms}$.

Se tendría 120 m³/d = caudal espesado y 480 m³/d = caudal de sobrenadante con baja DBO.

Según AZEVEDO NETTO t 2 hs. para decantación secundaria y para Estados Unidos 2 a 2,5 h, la detención usual. Además es H 2,40 m para lodos activados. Para mayor seguridad H 3,00 m, o sea que se puede incrementar la altura o tirarle líquido adoptado de 2,80 m no imprescindible.



VALORES DE OXIDAÇÃO PROFUNDOS COM AERADORES SUPERFICIAIS DE EIXO VERTICAL

213

Eng. Celso Savelli Gomes

Coordenador do projeto de tratamento de esgotos de Curitiba.

Pertence à equipe da Gerência de Obras de Esgotos da Companhia de Saneamento do Paraná — SANEPAR

Procura-se transmitir informações técnicas que permitam o dimensionamento de valos de oxidação profundos, com utilização de aeradores superficiais de eixo vertical, no processo de aeração prolongada, para as diversas condições brasileiras. Também sugere-se inovações, de interesse para pesquisas e aplicação prática. Tais inovações poderão resultar em acentuada redução de custos e de área da estação de tratamento, bem como poderão simplificar e generalizar a aplicação dos valos profundos, considerando-se a livre divulgação e uso do processo proposto. É feita a apresentação de resultados experimentais obtidos em modelo reduzido construído pelo autor. Este trabalho é um resumo parcial da referência bibliográfica nº 03, da publicação apresentada e discutida no Simpósio OPS/CEPIS 1976 (Ref. 01). Nessa publicação (Ref. 01) poderão ser obtidas informações e esclarecimentos adicionais sobre a aplicação de valos profundos na cidade de Curitiba. Os parâmetros e critérios de dimensionamento apresentados e discutidos neste trabalho referem-se a essa aplicação em Curitiba.



1. DADOS BÁSICOS DA APLICAÇÃO EM CURITIBA

- População equivalente: $\pm 1.400.000$ hab (± 54 g DBO₅/hab. dia)
- Carga poluidora a depurar: 75.000 kg DBO₅/dia (± 350 mg/l)
75.000 kg SS/dia (± 350 mg/l)
- Vazão média anual: 2.474 m³/s

2. DADOS ASSUMIDOS

- Fator alimento/lodo (ou micro-organismo): $A/M = 0,06$ kg DBO₅⁰/kg SSTA/dia
- Concentração do lodo no tanque de aeração: $C = 5.000$ mg/l = 5 kg/m³ (SSTA = sólidos suspensos no tanque de aeração)
- Concentração de sólidos voláteis no lodo: $C_{SVTA} = (65\% \text{ a } 70\%)$ (SVTA = sólidos voláteis no tanque de aeração)

3. QUANTIDADE DE LODO NO TANQUE DE AERAÇÃO

$$A/M = 0,06 \text{ kg DBO}_5^0/\text{d} \quad 1 \text{ kg SSTA}$$

$$75.000 \text{ kg DBO}_5^0/\text{d} \quad x$$

$$x = 1.250.000 \text{ kg SSTA}$$

4. VOLUME DO TANQUE DE AERAÇÃO

$$C_{SSTA} = 5 \text{ kg SSTA} \quad 1 \text{ m}^3$$

$$1.250.000 \text{ kg SSTA} \quad x$$

$$x = 250.000 \text{ m}^3 \quad Y$$

5. CARGA VOLUMÉTRICA

$$C_V = C \cdot \frac{A}{M} = \frac{5 \text{ kg SSTA}}{\text{m}^3} \times 0,06 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSTA} \cdot \text{dia}} = 0,30 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$$

$$C_V = \frac{\text{Carga orgânica}}{\text{Volume TQ AER.}} = \frac{75.000 \text{ kg DBO}_5/\text{dia}}{250.000 \text{ m}^3} = 0,30 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$$

A faixa típica de variação é de 0,20 / 0,40 kg DBO₅/m³ dia para aeração prolongada (ou semi-prolongada)

6. TEMPO DE DETENÇÃO

$$T_D = \frac{\text{Volume TQ - AER.}}{\text{Vazão Média anual}} = \frac{250.000 \text{ m}^3}{2.474 \text{ m}^3/\text{s}} = 1,17 \text{ dia} = 28 \text{ horas}$$

A faixa de variação típica é de 0,8 / 1,6 dias, para aeração prolongada (ou semi-prolongada).

7. FATORES DA NECESSIDADE DE OXIGÊNIO — RESUMO

- 7.1 — Síntese de Novo material Celular, usando o material poluente
- 7.2 — Respiração endógena ou Decomposição de células velhas
- 7.3 — Nitrificação do nitrogênio orgânico (proteínas, uréia, amônia, etc.)
- 7.4 — Desnitrificação dos nitratos, com liberação de nitrogênio (gasoso) e oxigênio
- 7.5 — Demandas químicas

7.1 Síntese

A respiração do substrato, ou síntese, refere-se à transformação da matéria poluente em material celular.

$$NO_1 = a^1 \cdot \text{DBO removida} \cdot a^2 = \text{kg O}_2 \text{ requerido por dia}$$

$$a^1 = \text{varia de } 0,30 \text{ a } 0,30 \text{ dependendo da natureza do esgoto}$$

$$a^2 = \text{varia de } 0,45 \text{ a } 0,55, \text{ para esgoto doméstico (0,55 é mais conservativo)}$$

$$a^2 = 0,50 \text{ (indicado por DELFT e DHV)}$$

$$\text{DBO removida} = \text{DBO afluente} \cdot \text{Eficiência de remoção}$$

$$\text{Eficiência de remoção} = \frac{100}{1 + 0,0135 \cdot \sqrt{F}} \% \text{ (Ref. 02)}$$

$$F = \frac{\text{kg DBO}_5 \text{ afluente/dia}}{(1000 \text{ kg SSTA}) \times \text{TEMPO Detenção TQ Aer (horas)}}$$

$$F = \frac{75.000}{(1.250) \times 23} = 2,14$$

$$\text{Eficiência de remoção} = \frac{100}{1 + 0,0135 \cdot \sqrt{2,14}} = 98\%$$

$$\text{DBO removida} = 0,98 \times \text{DBO afluente}$$

$$\text{DBO removida} = 0,98 \times 75.000 = 73.548 \text{ kg DBO}_5/\text{dia}$$

$$\text{NO}_3 = 0,50 \times 73.548 \quad \text{NO}_3 = 36.774 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

7.2 Respiração Endógena do Lodo

$$\text{NO}_2 = b^*, \text{ quantidade de lodo}$$

$$\text{Quantidade} = 1.250.000 \text{ kg SSTA (lodo)}$$

$$b^* = \text{varia de } 0,05 \text{ a } 0,10, \text{ dependendo da natureza do esgoto e do lodo.}$$

$$b^* = 0,06 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg SSTA} \cdot \text{dia}} \text{ (para } 20^\circ\text{C, indicado pela DHV)}$$

$$\text{NO}_2 = 75.000 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

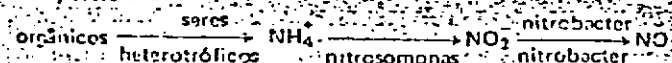
7.3 Nitrificação

$$\text{NO}_2 = c^*, \text{ Norgânico nitrificado}$$

O processo de nitrificação ocorre quando há oxigênio dissolvido. ($\text{OD} > 0,5 \text{ mg/l}$) e o grau de depuração é elevado (o que corresponderia à satisfação da fase carbonácea e início da fase nitrogenada). A idade do lodo deve ser elevada. (A/M reduzida).

As reações gerais são:

compostos



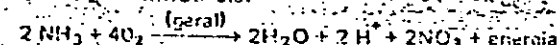
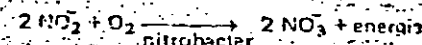
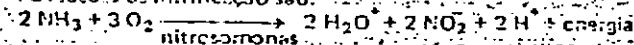
Nitrogenados

Amonificação

..... Nitrificação

Oz fatores principais da nitrificação são: pH, temperatura, oxigênio dissolvido, número de micróbios, aclimação de micróbios e compostos inibidores. A multiplicação das nitrobactérias é lenta. Em geral não há problemas de inibição da nitrificação no tratamento de efluentes domésticos.

As reações de nitrificação são:



$$\text{N } (2 \times 14 = 28) \text{ e } \text{O}_2 \text{ (} 4 \times 16 \times 2 = 128 \text{)}$$

$$c^* = \frac{128}{28} = 4,57 \text{ kg O}_2/\text{kg Norgânico}$$

$$\text{Norgânico nitrificado} = \text{Norgânico afluente} \times \text{Eficiência de nitrificação}$$

$$\text{Norgânico afluente} = 8 \times 10^6/\text{hab.dia (esgoto doméstico)}$$

$$\text{Norgânico afluente} = 8 \times 1.400.000 = 11.100 \text{ kg/dia}$$

$$\text{Eficiência de nitrificação} = 90\% \text{ (típico do processo, segundo a DHV)}$$

$$\text{Norgânico nitrificado} = 11.100 \times 0,9 = 9.990 \text{ kg N/dia}$$

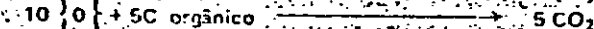
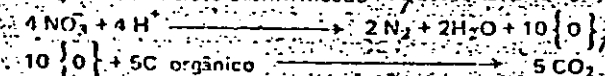
$$\text{NO}_3 = 4,57 \times 9.990$$

$$\text{NO}_3 = 45.654 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

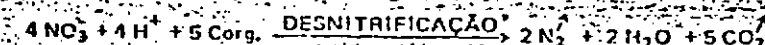
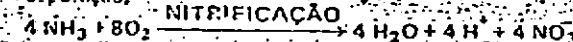
7.4 Desnitrificação

A desnitrificação é a libertação de oxigênio e nitrogênio gasoso dos nitratos, quando o nível de oxigênio torna-se baixo ($\text{OD} < 0,5 \text{ mg/l}$; $\text{OD} \approx 0$) e há fonte de carbono disponível para receber o oxigênio e o $\text{pH} > 7$.

$$\text{NO}_4 = d^*, \text{ Nitrato desnitrificado}$$



Se compararmos as reações de nitrificação e desnitrificação, veremos que dos dezasseis oxigênios (3O_2) introduzidos, dez oxigênios (5CO_2) são aproveitados no processo de depuração.



ou seja, há um reaproveitamento de $10/16 = 62,5\%$ do oxigênio introduzido para nitrificação. Portanto $d^* = c^* \cdot 62,5\% = 4,57 \times 0,625 = 2,86 \text{ kg O}_2/\text{kg N}$. A fonte de carbono é o próprio esgoto (os americanos usam metanol, para este propósito, nos tratamentos terciários).

$$\text{Nitrato desnitrificado} = \text{N nitrato} \times \text{Eficiência de desnitrificação}$$

$$\text{N nitrato} = 9.990 \text{ kg N/dia}$$

$$\text{Eficiência de desnitrificação} = 90\%$$

$$\text{N nitrato desnitrificado} = 9.990 \times 0,90$$

$$\text{N nitrato desnitrificado} = 8.991 \text{ kg N/dia}$$

$$\text{NO}_4 = 2,86 \times 8.991 = 25.493 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

$$\text{NO}_4 = 25.493 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$



7.5 Demandas Químicas

Ocorrem quando o esgoto está no estado séptico, ou quando possui produtos químicos que consomem oxigênio para sua transformação. Esta demanda é desprezível para esgoto doméstico não séptico. Podem ocorrer demandas químicas de oxigênio devido à adição de produtos destinados a modificar o processo.

Assim, quando se deseja remover fosfatos, faz-se adição de sal bivalente de ferro (Fe^{2+}) nas zonas de aeração. Há consumo químico de oxigênio, para oxidação do ferro para a forma trivalente (Fe^{3+}). O ion Fe^{3+} reage com ion fosfato (PO_4^{3-}), formando o sal fosfato férico, que precipita e é retirado no decantador. O fosfato é formado pela oxidação do fósforo orgânico ou oriundo da urina. Para esta oxidação do ferro há um consumo extra de $\pm 30\%$ de oxigênio, o que é desprezível em termos práticos.

7.6 Demanda Total

$$\text{NO} = \text{NO}_1 + \text{NO}_2 + \text{NO}_3$$

$$\text{NO}_4 + \text{NO}_5$$

$$\text{NO} = 36.774 + 75.000 + 45.654$$

$$= 25.493 + 0$$

$$\text{NO} = 131.942 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

$$\text{NO} = 6.493 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

(média diária)

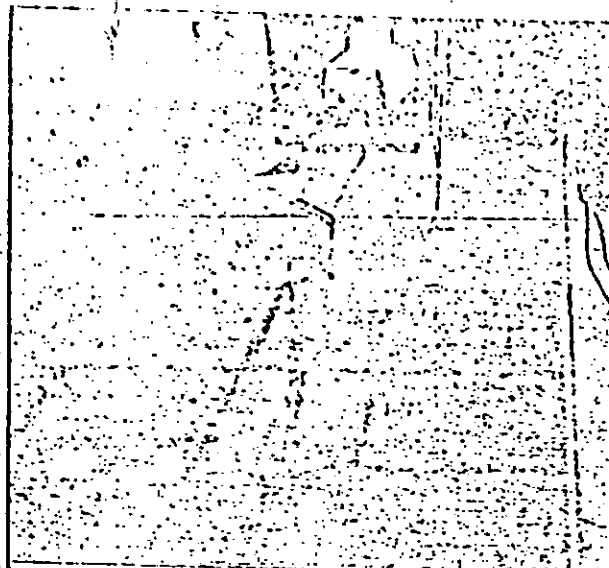
$$\text{CO} = 131.942 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

$$= 75.000 \text{ kg DBO}/\text{dia}$$

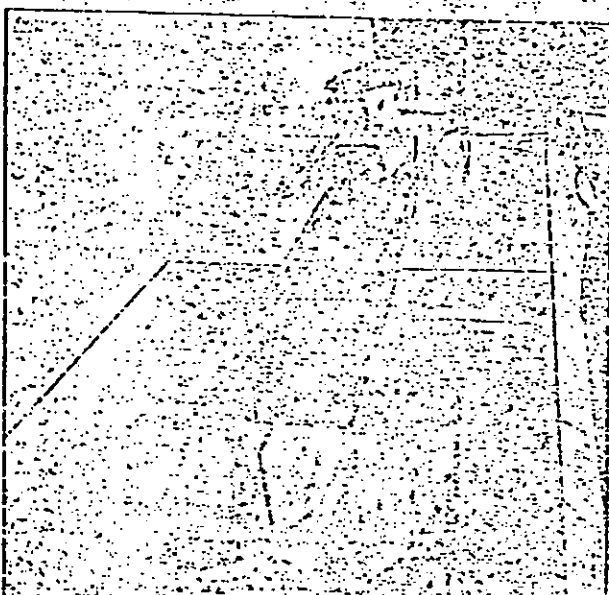
$$\text{CO}_{\text{ind}} = 1.759 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5$$

7.7 Demandas de Pico

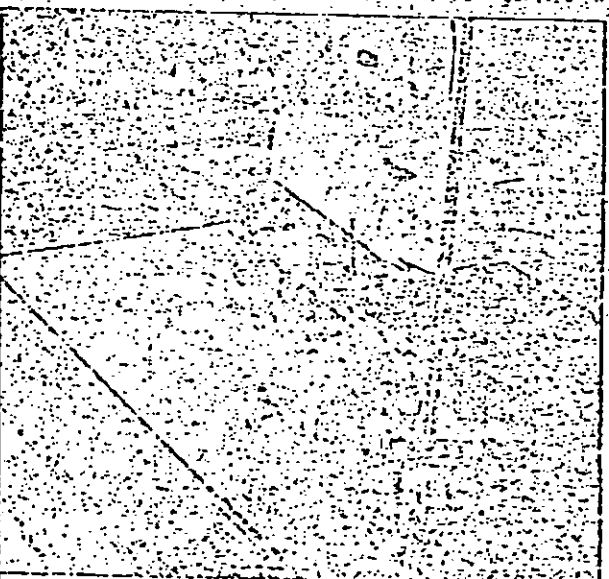
Devido às variações da DBO afluente, ao longo do dia e do ano, às possíveis variações da quantidade de lodo no tanque de aeração e variações da temperatura do esgoto e do tanque, deve-se prever uma margem de variação de $\pm 25\%$ em relação ao valor médio da oxigenação.



FOTOGRAFIA DO AERADOR EM FUNCIONAMENTO NA SOLUÇÃO TRADICIONAL "CARROUSEL" DRV



FOTOGRAFIA DO AERADOR EM FUNCIONAMENTO NA SOLUÇÃO ALTERNATIVA PARA VAZIOS PROFUNDOS.



AERADOR FUNCIONANDO NA SOLUÇÃO PROPOSTA. ESPIRO DE ÁGUA EM AERAÇÃO.

Assim as necessidades de oxigênio são:

$$NO_{máx} = 131.942 \times 1,25 \quad NO_{máx} = 164.927 \text{ kg O}_2/\text{d} = 6972 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

$$CO_{máx} = 1,759 \times 1,25 \quad CO_{máx} = 2,20 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}$$

$$NO_{mín} = 131.942 \div 1,25 \quad NO_{mín} = 105.553 \text{ kg O}_2/\text{d} = 4398 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

$$CO_{mín} = 1,759 \div 1,25 \quad CO_{mín} = 1,40 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}$$

7.8 Condições Físicas Padrão Assumidas

As condições em que são expressas as necessidades de oxigênio, referem-se à transferência do oxigênio:

- Em água limpa;
- Em pressão atmosférica do nível do mar (760 mm Hg);
- Em temperatura de 10°C ("DEZ");
- Em água desprovida de oxigênio;

Portanto os testes de equipamento para transferência de oxigênio devem se referir a estas condições.

É importante observar que a técnica americana e portanto os testes dos equipamentos, se refere à temperatura de 20°C, sendo necessário o uso de coeficiente corretivo.

8. Correções a Considerar

Para Curitiba, as correções a considerar são:

- 8.1 Efeito da temperatura
- 8.2 Efeito da altitude
- 8.3 Efeito do oxigênio dissolvido
- 8.4 Efeito do esgoto
- 8.5 Correção geral

8.1 Efeito da Temperatura

$$E_T = \frac{C_s^{10}}{C_s^T} \sqrt{\frac{K_{10}}{K_T}}$$

T = 20°C (assumido para o esgoto de Curitiba)

$$C_s^{10} = 11,27 \text{ mg/l (nível do mar) (Ref. 20)}$$

$$C_s^{20} = 9,02 \text{ mg/l (nível do mar)}$$

$$\sqrt{\frac{K_{10}}{K_T}} = 1,01875^{10 - T} \quad (\text{Ref. 15})$$

$$\sqrt{\frac{K_{10}}{K_{20}}} = 1,01875^{10 - 20} = 0,930$$

$$E_T = \frac{11,27}{9,02} \cdot 0,930 = 1,037 \text{ (adotando a correção da DHV)}$$

K = coeficiente de difusão do oxigênio na água (1/dia)

8.2 Efeito da Altitude

O local da ETE - Curitiba está situado 660 m acima do nível do mar.

$$E_A = \frac{C_s^{N \text{ mar}}}{C_s^{660}}$$

$$C_s^{N \text{ mar}} = 11,27 \text{ mg/l (10°C)}$$

$$C_s^{660 \text{ m}} = 10,11 \text{ mg/l (10°C)}$$

$$E_A = \frac{11,27}{10,11} = 1,115 \text{ (adotado)}$$

Outra solução, baseia-se na pressão:

$$E_A = \frac{760 \text{ mm Hg}}{620 \text{ mm Hg}} = 1,118$$

8.3 Efeito do Oxigênio

Dissolvido

Admite-se que o oxigênio dissolvido no líquido em escoamento nos canais, no instante em que entra na zona de aeração, e quando ocorre a máxima demanda de oxigênio, seja de 1 mg/l (valor a favor da segurança, pois deverá ser menor). Considera-se que o valor de saturação é afetado pelos cloretos e impurezas presentes no esgoto.

engenharia
sanitária

CADERNO
TÉCNICO



$$E_0 = \frac{C_s}{C_s - C_{resid}}$$

$C_s = 9,02 \text{ mg/l}$ (20°C, nível do mar, água limpa)

$C_s = 0,00 \text{ mg/l}$ (20°C, nível do mar, esgoto) ($\beta \approx 1,0$)

$C_{resid} = 1,00 \text{ mg/l}$ (será menor em Curitiba, a 860 m)

$$E_0 = \frac{9,02}{9,00 - 1,00}$$

$$E_0 = 1,127$$

8.4 Efeito do Esgoto

Este fator depende da composição do esgoto e do sistema de aeração. Para esgotos de composição normal (domésticos), com baixa carga ($\text{kg DBO}/\text{m}^3$), e sem elevado conteúdo de agentes superficiais ativos, pode-se assumir que a eficiência de oxigenação no esgoto será a mesma que na água limpa, desde que se use aeradores superficiais. ($E_E \approx 1,0$)

8.5 Correção geral

$$E_G = 1,037 \times 1,115 \times 1,127 \times 1,0$$

$$E_G = 1,30$$

8. NECESSIDADE DE OXIGÊNIO EM CURITIBA

$$NO_{Curitiba} = NO_{padrão} \cdot E_G$$

$$E_G = 1,30 \text{ (correção geral)}$$

$$NO_{padrão} = 164.927 \text{ kg O}_2/\text{d} = 6.872 \text{ kg O}_2/\text{h} \text{ (máxima)}$$

$$NO_{Curitiba} = 164.927 \times 1,30 = 214.405 \text{ kg O}_2/\text{dia}$$

$$NO_{Curitiba} = 214.405 \text{ kg O}_2/\text{dia} = 8.933 \text{ kg O}_2/\text{h} \text{ (máxima)}$$

$$CO_{Curitiba} = \frac{214.405}{75.000} = 2,86 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5 \text{ (máxima)}$$

Esta capacidade de oxigenação refere-se às condições padrão. Esta capacidade deve ser garantida pelos fabricantes dos aeradores, em testes realizados nas condições padrão. (Item 7.3).

A quantidade de oxigênio realmente introduzida nos tanques de aeração, em Curitiba, deverá ser de 6.493 $\text{kg O}_2/\text{h}$ (condições médias), conforme item 7.5.

10. NECESSIDADE NORMAL DE OXIGÊNIO

Para as cidades situadas ao nível do mar, com temperatura do esgoto entre 10 a 15°C, com pequena salinidade, indicam-se as seguintes necessidades:

- média: 2,0 $\text{kg O}_2/\text{kg DBO}$
- máxima: 2,5 $\text{kg O}_2/\text{kg DBO}$

O fator de correção geral, para estas condições, é da ordem de:

$$E_G = \frac{2,50}{2,86} \times 1,30 \approx 1,14 \text{ (cidades holandesas)}$$

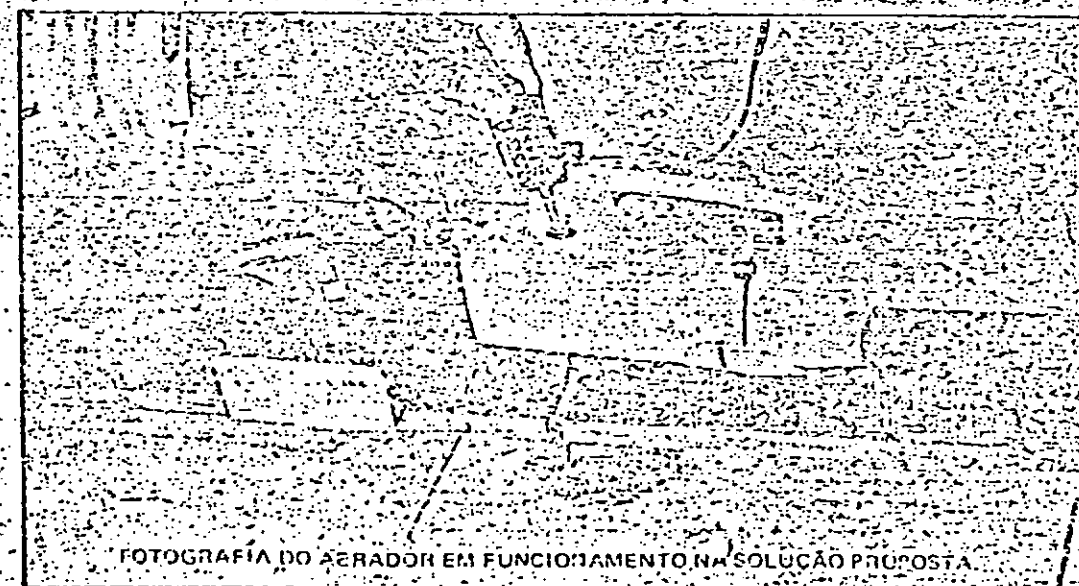
11. CUIDADOS EM REGIÕES QUENTES

Em regiões quentes, onde a temperatura do esgoto, nos tanques de aeração, seja superior a 20°C, teremos um acentuado aumento na taxa de respiração endógena do lodo (b'), que é a responsável pelo maior consumo de oxigênio.

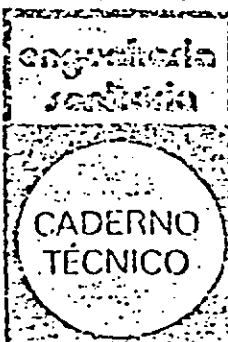
Conseqüentemente será necessário reduzir a quantidade de lodo, com a redução da concentração do lodo (SSTA) no tanque de aeração, para evitar este elevado consumo de oxigênio.

Por outro lado, como a taxa de respiração endógena do lodo (b') é elevada, também será muito rápida a mineralização do lodo, e assim se pode diminuir a idade do lodo com a diminuição da quantidade de lodo.

Isto significa que podemos manter o consumo de oxigênio do processo em um nível constante, normal, no caso de elevadas temperaturas, desde que diminuamos o SSTA (aumentando a relação A/M), e sem conseqüências para a qualidade do lodo ou do efluente.



FOTOGRAFIA DO AERADOR EM FUNCIONAMENTO NA SOLUÇÃO PROPOSTA



A eficiência da irrigação (Eq. 0,85-0,95), em condições padrão, em solos profundos, com aeradores superficiais de eixo vertical, depende da profundidade de atuação e velocidade de rotação dos rotores dos aeradores, do formato e dimensões dos canais, bem como do número e posição dos aeradores em funcionamento.

Três realizadas pelo TNO (Órgão oficial da Holanda), no Carrusel de SNEEK (1.40.000 hab. equiv.), usando apenas um parador no circuito, resultou:

- | | |
|-------------------|--|
| - aerador SIMCAR, | Ø 3,66 m |
| máxima inersia: | 55,1 kw (bruto); 2,02 kg O ₂ /kwh (bruto) |
| mínima inersia: | 23,4 kw (bruto); 1,67 kg O ₂ /kwh (bruto) |
| - aerador HUBERT, | Ø 3,66 m |
| máxima inersia: | 54,5 kw (bruto); 2,31 kg O ₂ /kwh (bruto) |
| mínima inersia: | 22,5 kw (bruto); 1,72 kg O ₂ /kwh (bruto) |

Testes realizados em NAARDEN, Holanda, (1.60.000 hab. equiv.), em valo profundo de 4,0 m (profundidade) x 9,0 m (largura), com aeradores SIMCAR (4,06 m, resultaram no rendimento de 2,10 a 2,21 kg O₂/kwh fúotol), para a inersão máxima, e dois aeradores funcionando.

Testes realizados em SON, Holanda, (± 60.000 hPa, equiv.), usando aeradores SIMCAR, mantendo-se a mesma profundidade de imersão (a máxima) e variando o número de aeradores em operação, resultaram em:

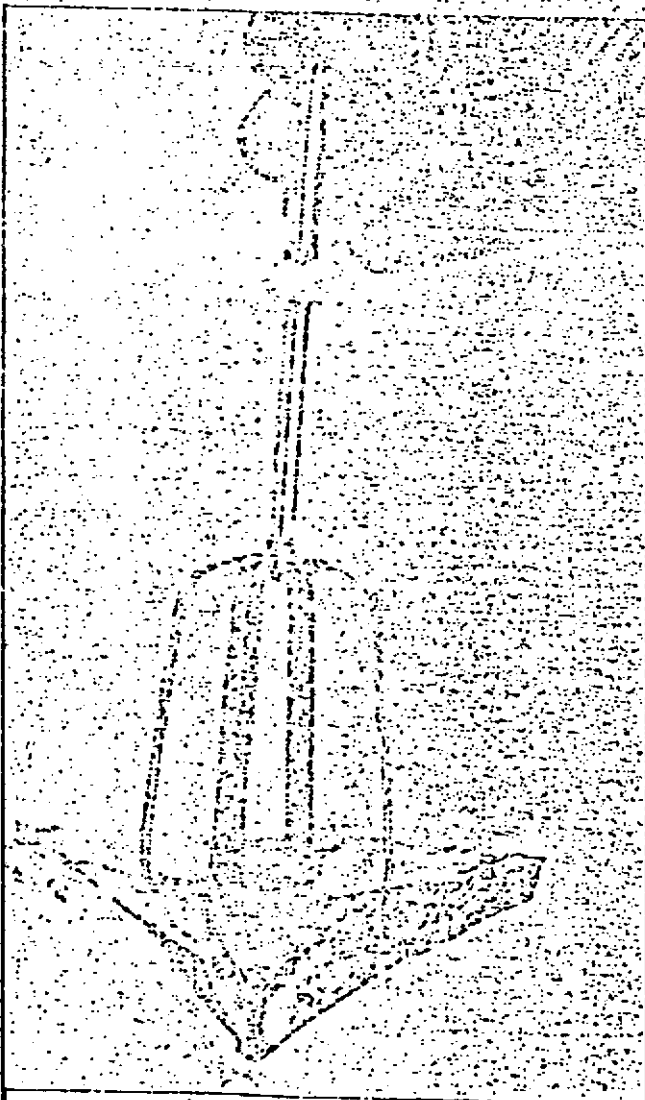
- 1 aerador funcionando: 2,41 kg O₂/kwh — bruto
2 aeradores funcionando: 2,11 kg O₂/kwh — bruto
2 aeradores funcionando: 1,78 kg O₂/kwh — bruto
(diminuindo imersão e potência bruta)
3 aeradores funcionando: 1,74 kg O₂/kwh — bruto

O rendimento kg O₂/kvh pode aumentar ou diminuir com o aumento da submersão, conforme dados experimentais, fazendo crer que as características do circuito são importantes.

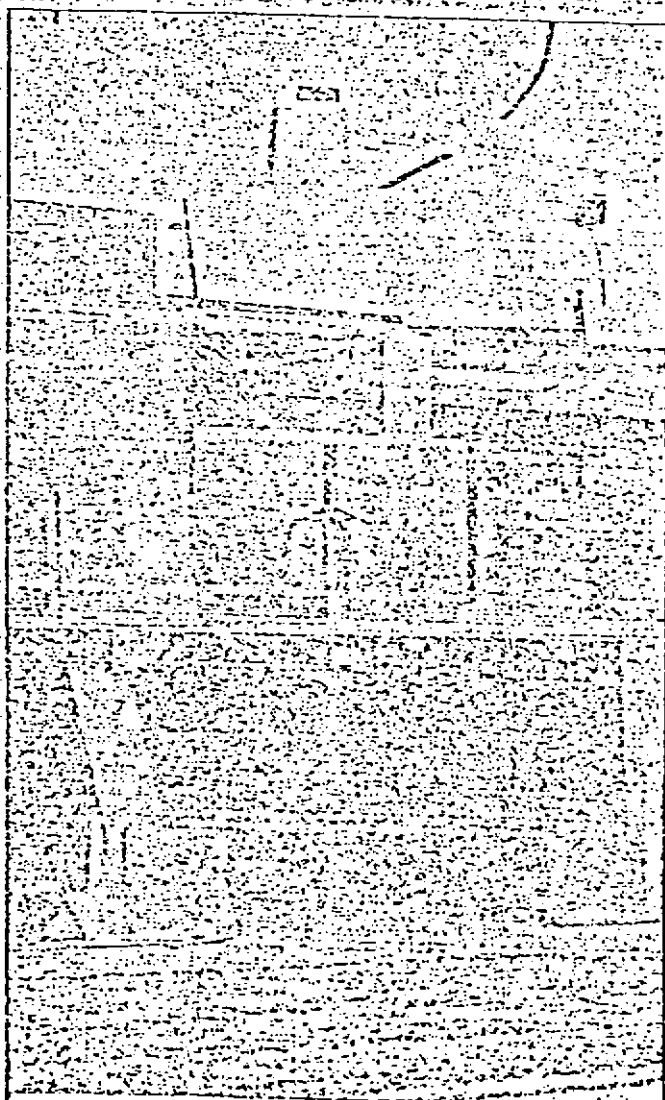
A DHV, baseada em experiências realizadas e em resultados de projeto, tem indicado o rendimento bruto (total) de 2,0 kg O₂/kwh, para fins de dimensionamento.

sentencia 217

CADERNO
TÉCNICO



FOTOGRAFIA DO ROTOR DO AERADOT
ADAPTADO À BATEDEIRA DE BOLOWALITA.



FOTOGRAFIA DO ALEIADOR PARADO NA
SOLUÇÃO PROPOSTA.

12.2 Aplicação em Curitiba

A máxima necessidade padrão de oxigênio referente a Curitiba será de 8.933 kg O₂/h, conforme item 9.

A potência instalada será de:

$$P_{\text{inst}} = \frac{NO_{\text{max}}}{\text{Rend Bruta}} = \frac{8933 \text{ kg O}_2/\text{h}}{2,0 \text{ kg O}_2/\text{kwh}} = 4.466 \text{ kw}$$

$$P_{\text{inst}} = 4.466 \text{ kw} \times 1,36 \frac{\text{CV}}{\text{kw}} = 6.000 \text{ CV}$$

$$P_{\text{inst}} = 6.000 \text{ CV}$$

13. NÚMERO DE AERADORES

13.1 Condicionantes

Teoricamente deve-se utilizar os maiores aeradores possíveis, disponíveis no mercado de fabricação nacional, porque quanto maior as dimensões do aerador escolhido, maior será a eficiência da transferência de oxigênio e da movimentação hidráulica (fluxo orbital nos canais), e mais profundos serão os canais. Consequentemente será necessária menor área e resultará em menores investimentos em equipamentos e construção civil.

Tal procedimento é indicado inclusive para pequenos valos profundos (± 60.000 hab.), onde se tem utilizado 2 a 3 aeradores de diâmetro $\phi 4,06$ a $\phi 3,66$ m, e profundidades de 4 a 5 metros.

A maior experiência prática se refere à utilização de aeradores de diâmetro $\phi 3,66$ a $\phi 4,06$ m.

O maior valo profundo construído, na Alemanha, para a BASF, tem os seguintes dados básicos para a 1ª fase (em operação):

- Influyente: 7,6 m³/s (média) ou 13,0 m³/s (máxima) 375.000 kg DBO₅²⁰
- Tanque aeración: Volume = 290.000 m³
- NO_{max} = 27.000 kg O₂/h
- P_{inst} = 15.000 kw (= 1,8 kg O₂/kwh) = 20.400 CV
- Nº de aeradores = 55 de $\phi 3,66$ m
- 55 de $\phi 4,06$ m

13.2 Aplicação em Curitiba

Devido às condições dos fabricantes brasileiros, e a experiência já comprovada na Europa, foi adotado o aerador de $\phi 4,06$ m de diâmetro, com potência unitária de 125 CV, para fins de projeto.

Logo o número de aeradores é dado por:

$$N_{\text{aer}} = \frac{P_{\text{inst}}}{P_{\text{unitária}}} = \frac{6.000}{125} = 48 \text{ aeradores}$$

13.3 Coeficientes de Segurança

O rendimento adotado para Curitiba (2,0 kg O₂/kwh) é algo elevado, e isso decorre da configuração adotada, pela relação A/M reduzida e pela baixa rotação dos aeradores. Durante a operação da estação, caso a demanda de oxigênio seja superior à prevista ou o rendimento de oxigenação se mostre inferior ao previsto, poderão ser introduzidos até mais 17 aeradores (com posições previstas no projeto) ou aumentada a potência dos motores elétricos (com aumento da submersão). Esta possibilidade também permitirá que a estação opere com sobrecarga, aumentando-se a aeração.

14. CARACTERÍSTICAS DOS AERADORES

14.1 Informações Gerais

Os aeradores de eixo vertical, destinados a valos de oxidação profundos, devem ser de formato cônico (ou semelhante) com palhetas radiais (de dimensões apreciáveis) soldadas no cone.

Este formato propicia um escoamento de eixo horizontal (água sucionada sob o aerador e lançada radialmente) e um de eixo vertical (água escoando em círculos, em planta).

A associação deste escoamento, em um tanque quadrado, resulta num escoamento principal de forma toroidal (câmaras de ar concêntricas), em que cada partícula descreve um movimento helicoidal na superfície toroidal.

A presença de uma parede divisória próxima ao aerador intercepta o referido escoamento e o dirige na direção da parede, caso haja abertura em sua outra extremidade.

Se o tanque for alongado na direção da parede, e mantida a abertura na outra extremidade da parede divisória, o escoamento orbital interceptado se estabelece nos canais (escoamento helicoidal de diretriz retilínea), o que evita sedimentação no mesmo, devido à turbulência.

14.2 Aeradores aprovados

Os aeradores utilizados em valos de oxidação profundos, de nosso conhecimento, são:

- SIMCAR
- HUBERT
- SPAANS
- LANDUSTRIE

14.3 Solução para Curitiba

O aerador utilizado no projeto para Curitiba é o SIMCAR de $\phi 4,06$ m de diâmetro (disco rotativo aberto com palhetas radiais externas), 24 rpm, de elevação não variável. O nível d'água, e a profundidade de imersão dos aeradores, variam pelo comando de um vertedor que encaminha a vazão para o decantador secundário.

A potência do motor deverá ser de 125 CV (partida direta) ou 15 CV (partida com auto-transformador).

14.4 Considerações Adicionais

Como os aeradores são de grandes dimensões, forçosamente a velocidade de rotação deverá ser baixa.

Para os aeradores usuais em valos, a velocidade de rotação se situa entre 36 a 40 rpm (aeradores pequenos) e 20 a 25 rpm (aeradores grandes).

É evidente que, escolhido um aerador e uma capacidade de oxigenação, a velocidade de rotação é dada pelo fabricante. Mantidas características do aerador, maior ou menor capacidade de oxigenação poderá ser obtida variando-se a velocidade de rotação.

A distância entre a parede divisória e as extremidades das palhetas dos aeradores deve ser da ordem de 1,5% do diâmetro total (círculo envoltório das palhetas) do rotor do aerador. (Ver fig. 1).

Devido à vazão originada pela movimentação dos rotores, surgem esforços elevados quando da passagem de cada palheta pela parede divisória. Esta força dinâmica (horizontal) deve ser prevista no dimensionamento da parede divisória e da ponte suporte do aerador. O acoplamento entre o eixo do redutor e do rotor do aerador deve ser rígido, para evitar vibrações prejudiciais. Durante a movimentação dos rotores, além do esforço axial, surgem esforços axiais para baixo e de torção, que devem ser considerados no dimensionamento da ponte.

Quando o aerador está parado, e há escoamento nos canais, também há esforços axiais e radiais.

A altura da ponte que contém o motor e redutor do aerador, e das paredes na zona de aeração, deve ser tal que evite os pingos e respingos. Se a altura for baixa, será necessário o uso de cortinas protetoras.

O fator de serviço do redutor deverá ser 2,0 (mínimo). É necessário cabo de segurança, antes de cada zona de aeração, instalado \pm nível máximo, para que se tenha onde segurar, caso alguém caia em algum canal.

12. DIMENSÃO DOS CANAIS

12.1 Informações gerais

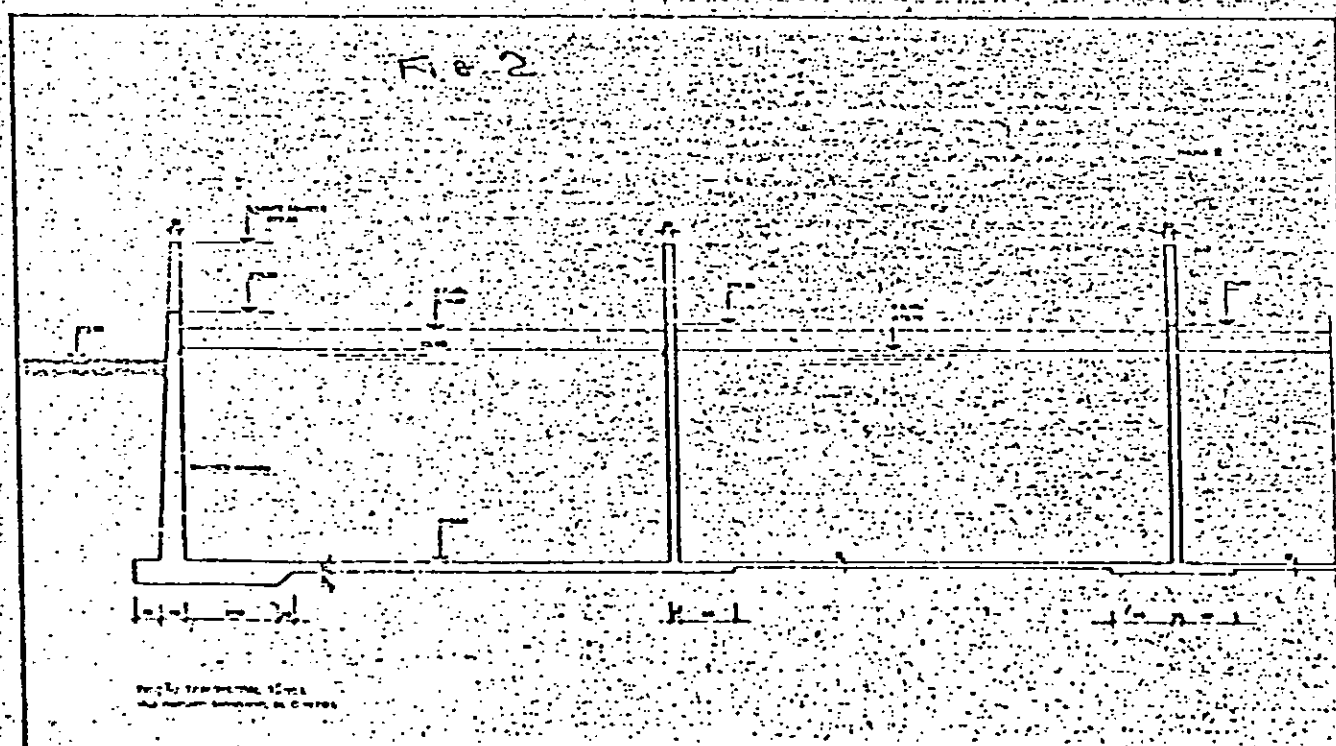
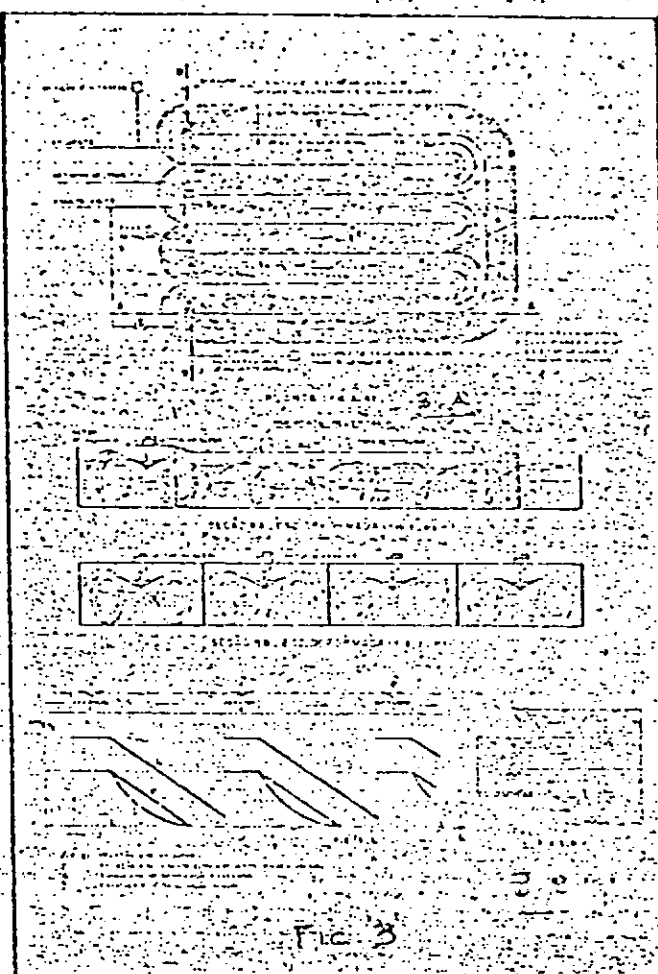
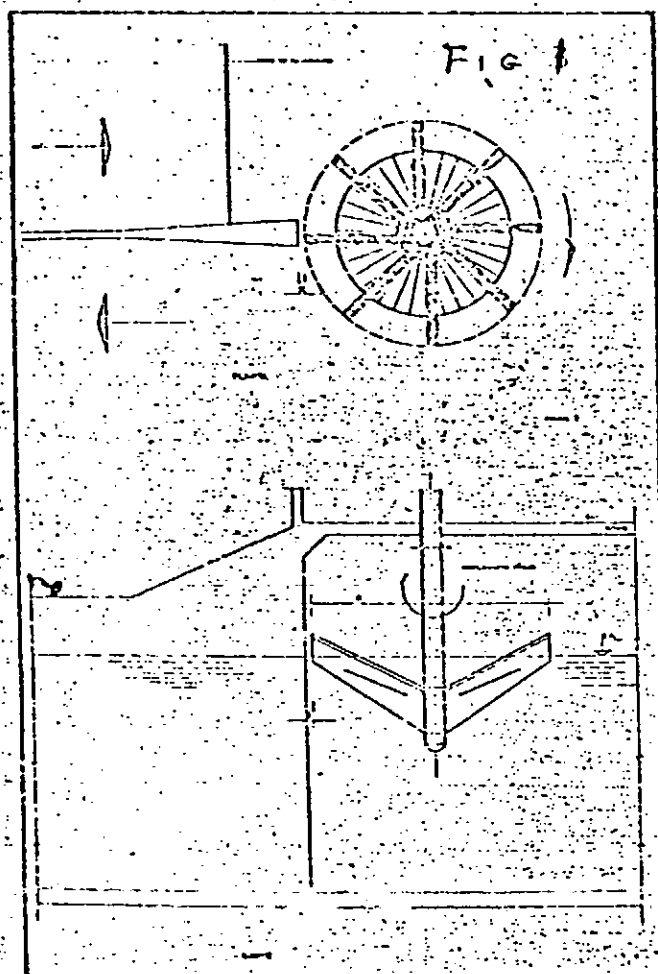
Escolhido o aerador, de preferência o maior possível, podemos dimensionar os canais.

A profundidade de escoamento varia de 0,8 a 1,4 vezes o diâmetro do rotor

(ϕ). Em geral, a profundidade é a mesma em todo o circuito de canais. Às vezes, por razões adiante esclarecidas, utiliza-se uma profundidade para os canais e outra para a zona de aeração. Da forma geral, tem-se preferido profundidade de escoamento de $1,1 \times \phi$.

A largura do canal varia de 2,0 a 3,0 vezes o diâmetro do rotor (ϕ). O valor $2,0 \times \phi$ é de freqüente uso. A seção transversal utilizada tem sido a retangular, executando-se as paredes divisorias com placas pré-moldadas.

219



15.2 Solução para Curitiba

Para Curitiba, foi adotado (ver fig. 2):

- profundidade útil = 5,00 m = $1,22 \times \phi$ (constante)
- largura útil = 10,00 m = $2,45 \times \phi$ (constante)

Definida a seção transversal, podem ser definidas as dimensões dos canais, uma vez adotado um lay-out.

15.3 Sugestões

As relações profundidade $\times \phi$, largura $\times \phi$, influem na geometria e disposição do valo, bem como na eficiência da oxigenação, na velocidade de escoamento, no processo biológico, e também no custo de implantação e área exigida.

Para a disposição padrão, do aerador situado na extremidade da parede divisória, há programa de computador para a otimização das dimensões e características do valo de oxidação profunda.

Acreditamos que seja possível utilizar outras seções mais econômicas que a retangular, necessária na zona de aeração.

Provavelmente poderão ser utilizadas seções trapezoidais, escavadas em terreno natural, com proteção superficial (tijolos, gabões, alvenaria de pedra, concreto simples, etc) nos trechos de escoamento. A proteção superficial poderá ser necessária para evitar erosão superficial, devido ao escoamento helicoidal (Ver fig. 3). É evidente que esta solução vai se tornando mais complexa a medida que se aprofunda o canal. Assim, para as paredes divisorias de canais de 3 a 3,5 metros de profundidade, acreditamos que se possa executar alvenaria de 1 (ou 1/2) tijolo, sem reboco, com pilares e vigas de amarração, uma vez que a diferença de pressão entre canais, de um circuito, é desprezível.

As paredes divisorias, para valos não muito profundos, poderiam ser feitas com tábuas ou placas

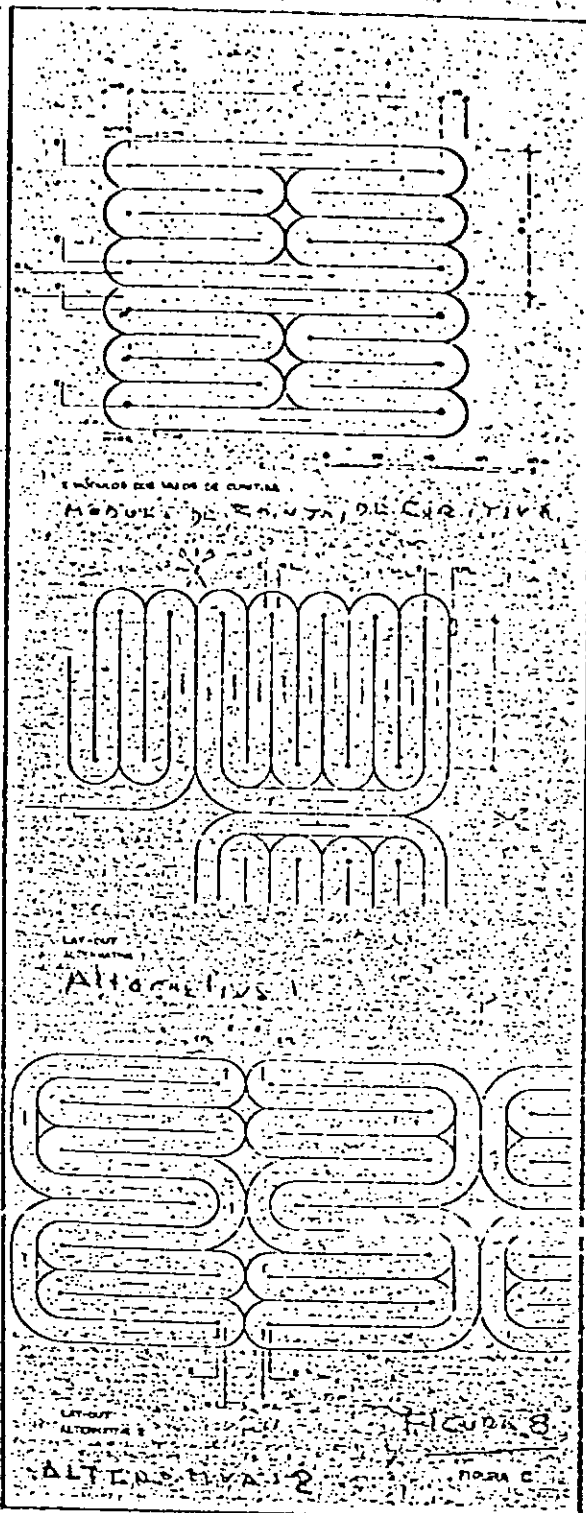
de madeira tratadas. (Ver fig. 4) É evidente que as paredes situadas nas zonas de aeração, e proximidades, devem ser feitas em concreto, devido a grande turbulência. As paredes situadas nas curvas também merecem cuidados. As paredes que recebem empuxo de terra, devem ser dimensionadas adequadamente. Se o terreno for bastante impermeável, ou o nível do lençol freático \pm igual ao do valo, pode-se executar todas as paredes (exceto na zona de aeração) em alvenaria, sem maiores preocupações com infiltração ou vazamentos.

16. DIMENSÕES DA ZONA DE AERAÇÃO

16.1 Informações gerais

Para relações A/M pequenas ($< 0,1$ kg DBO/kg MLSS), a potência hidráulica disponível é tanto menor quanto menor a relação, devendo-se diminuir as perdas de carga (do escoamento) ao máximo, para se manter adequada velocidade nos canais. Deve-se usar defletores em curvas com aeradores e arredondar as zonas de aeração, para tomar o circuito hidrodinâmico. (Fig. 3-A).

Para relações A/M grandes ($> 0,25$ kg DBO/kg MLSS), a potência hidráulica disponível é maior, podendo-se prescindir de defletores nas curvas e executar as zonas de aeração com forma retangular ou quadrada, resultando em economia de concreto e ferras. (Fig. 3-B).



16.2 Solução para Curitiba

Para Curitiba temos a solução indicada na Fig. 5.

A área de cada zona de aeração é limitada pela perpendicular à parede divisória, e de valor:

$$S = (e + \phi/2) \times 2R + \frac{\pi R^2}{2}$$

$$= 0,05 + \frac{4,05}{2} \times 2 \times 10,10 + \frac{\pi \times 10,10^2}{2}$$

$$S = 202,64 \text{ m}^2$$

O volume máximo de cada zona de aeração é dado por:

$$V = S \cdot \text{Prof} = 202,64 \times 5 = 1013,21 \text{ m}^3$$

O volume de todas as zonas de aeração é dado por:

$$V_{ZA} = V \times 48 = 48 \times 1013,21$$

$$V_{ZA} = 48.634 \text{ m}^3$$

17. DIMENSÃO DAS ZONAS DE ESCOAMENTO

Volume total = 250.000 m³

Volume zonas aeração = 48.634 m³

Volume zonas escoamento = 201.366 m³

Há 12 curvas na zona de escoamento (ver item 16)

V curvas zonas escoamento = $12 \times 1013,21 = 12.159 \text{ m}^3$



O volume dos trechos retos dos canais na zona de escoamento é:

$$V_{\text{trecho de escoamento}} = 201.366 - 12.155 = 189.207 \text{ m}^3$$

Considerando que a seção dos canais é de 50 m^2 , o comprimento dos canais nos trechos retos será de:

$$L_{\text{reto}} = \frac{189.207}{50} = 3.784 \text{ m}$$

18. DISPOSIÇÕES MODULARES

Em função da curva de evolução das cargas de DBO (fig. 6), e de estudos econômico-financeiros, foi escolhida a construção em 3 etapas, e cada etapa com 2 módulos (fig. 7). Assim, o número total de módulos será de 6, cada módulo com 8 aeradores.

Outras disposições modulares poderiam ser usadas (fig. 8). A primeira teria canal muito longo, em que haveria falta de oxigênio, utilizaria mais formas e concreto e com posição para mais um aerador. A segunda teria maiores gastos com formas e concreto, com posição para mais um aerador e com maior perda de espaço.

O comprimento entre as extremidades da parede divisória maior (X), é dada por:

$$2X + 4 \cdot \left[X - 2 \left(\frac{4,06}{2} + 10,10 + 0,10 \right) \right] = \frac{L_{\text{reto}}}{6} = \frac{3.784}{6} = 630,7 \text{ m}$$

$$2X + 4[X - 24,46] = 630 \quad 6X = 727,84 \quad X = 121,30 \text{ m}$$

19. POTÊNCIA DE MOVIMENTAÇÃO HIDRÁULICA

19.1 Comparações ilustrativas

Para se provocar e manter o escoamento de uma vazão num canal natural ou artificial é necessário o gasto de energia. Os rios e canais mantêm o escoamento devido à energia potencial gravitacional.

No valo de oxidação, a energia dissipada pelo escoamento é fornecida na zona de aeração, através dos aeradores.

Por analogia, pode-se assemelhar o valo como um rio artificial, que escoar de uma zona de antação até a próxima zona de aeração, onde é recalcado para um nível superior, o que determina seu escoamento até a próxima zona de aeração e assim por diante.

A zona de aeração, por outra analogia, se assemelha a grandes corredeiras e cascatas, onde há intensa turbulência e oxigenação.

O rotor do aerador reproduz as funções de bombas de recalque e cascatas/corredeiras.

19.2 Equacionamento teórico

A energia total necessária para manter o rio artificial (valo de oxidação) escoando, é igual ao produto da vazão Q escoando pela perda de carga em todo o circuito do valo.

$$P_{\text{hidráulica}} = \gamma \cdot Q \cdot H_p \quad (\text{watts})$$

$$\gamma = \text{peso específico da água} = 9.810 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}^2$$

$$Q = \text{vazão (m}^3/\text{s)}$$

$$H_p = \text{perda de carga total (m)}$$

A perda de carga contínua pode ser dada pela fórmula de CHEZY:

$$v = C \cdot \sqrt{R \cdot I}$$

$$I = \frac{v^2}{C^2 \cdot R}$$

$$I = \frac{H_c}{L}$$

$$H_c = \frac{v^2}{C^2 \cdot R} \cdot L$$

Segundo MANNING:

$$C = \frac{R^{2/3}}{n}$$

Combinando:

$$H_c = \frac{v^2}{R^{4/3}} \cdot L \cdot n^2$$

L = comprimento do circuito (m)

v = velocidade média no canal (m/s)

R = raio hidráulico da seção (suposta constante) (m)

C = coeficiente de CHEZY

n = coeficiente de MANNING

As perdas de carga localizadas ocorrem nas curvas, nas variações de seção de escoamento e nos obstáculos ao escoamento (colunas, aeradores parados, sensores e medidores, defletores etc), e podem ser dadas por expressões do tipo:

$$H_L = K_1 \cdot \frac{v^2}{2g} = K_1' \cdot v^2 \quad K_1' = K_1 \cdot \frac{1}{2g}$$

Todas as perdas de carga localizadas são dadas por:

$$H_L = \sum (K_1') \cdot v^2$$

engenharia
sanitária

CADERNO
TÉCNICO



O Caderno Técnico é uma instituição de **ENGENHARIA SANITÁRIA** inserida nos propósitos da ABES e nos esforços da entidade para a educação permanente. As publicações da ABES e outros recursos de apoio objetivam fornecer instrumentos de formação e atualização aos profissionais do setor. Conheça os títulos oferecidos pelo Fundo Editorial nas páginas finais desta edição. Opine e comente. Sua participação é importante.

QUEM DECIDE NA ENGENHARIA AMBIENTAL LÊ O ÓRGÃO OFICIAL DA ABES

Engenharia Sanitária é co-editada mediante acordos com o BNH, empresas estaduais de saneamento, órgãos e empresas das áreas Federal, Estadual e Municipal.

Projetistas, Consultores, Fabricantes, Contratantes etc. têm em E.S. um instrumento permanente de consulta.

Em 1977 serão publicadas quatro edições da Revista, além do Catálogo Brasileiro de Engenharia Sanitária — Edição 1977/78 — o CBES-III.

As próximas edições poderão veicular a mensagem de sua empresa: ela atingirá o objetivo.

Programa as quatro edições e o Catálogo. Economize tempo e dinheiro.

Chegue mais rápido, utilizando E.S.

$$H_L = v^2 \cdot \sum K_i \quad (\text{supondo seção constante})$$

A perda de carga total é dada por:

$$H_p = v^2 \cdot \frac{L \cdot n^2}{h \cdot 4/3} + v^2 \cdot \sum K_i \quad (\text{seção constante})$$

Assumindo que o valo tenha seção constante, e retangular, de base "B" e altura "h", seu volume aproximado será

$$V = L \cdot h \cdot B$$

A potência de movimentação hidráulica, expressa por unidade de volume do valo, será:

$$P_{\text{hydr}}^u = \frac{P_{\text{hidráulica}}^{\text{Total}}}{\text{Volume}} = \frac{\gamma \cdot Q \cdot H_p}{L \cdot h \cdot B} \quad Q = B \cdot h \cdot v$$

$$P_{\text{hydr}}^u = \frac{\gamma \cdot B \cdot h \cdot v \cdot H_p}{L \cdot h \cdot B}$$

$$P_{\text{hydr}}^u = \frac{\gamma \cdot v \cdot H_p}{L} \quad (W/m^3)$$

Substituindo H_p

$$P_{\text{hydr}}^u = v^3 \cdot \left(\frac{n^2 \cdot \gamma}{R^{4/3}} + \frac{\gamma}{L} \cdot \sum K_i \right) \quad (W/m^3)$$

19.3 Considerações práticas

Assumindo $n \cong 0,012$ (concreto)

$$\gamma = 9.810$$

$$P_{\text{hydr}}^u = v^3 \cdot \left(\frac{1,41}{R^{4/3}} + \frac{9,810}{L} \cdot \sum K_i \right) \quad (W/m^3)$$

A principal perda de carga localizada ocorre nas curvas, e é dada por:

$$H_L = K_c \cdot \frac{v^2}{2g}$$

$$K_c = \frac{\theta}{90} \cdot [0,131 + 1,874 \cdot \left(\frac{D}{2R} \right)^{3,5}] \quad (\text{segundo WEISBACH})$$

θ = deflexão da curva (ver fig. 9)

D = diâmetro do conduto (= largura do canal)

R = raio de curvatura do eixo do conduto

A perda de carga em curvas de 180°, abruptas, é dada por:

$$K_c = \frac{\theta}{90} = \frac{180}{90} = 2 \quad (0,131 + 1,874 \times 1^{3,5}) = 3,956 \cong 4$$

$$K'_c = \frac{K_c}{2g} = 0,204$$

A perda de carga em curvas de 180°, abruptas, com palhetas defletoras no escoamento, é dada por (segundo LENCASTRE)

$$K_2 = 0,008$$

A perda de carga em curvas de 180°, não abruptas, com RAIO/LARGURA = 1,5, é:

$$K_3 = 0,017$$

Como se conclui, a forma dos valos de oxidação profundos é muito menos hidrodinâmica que a forma dos valos de oxidação tradicionais, onde se usam curvas de 180° bastante suaves. Pelos dados acima $K_1 = K_3 = 12$, ou seja, uma curva de 180° abrupta tem perda de carga 12 vezes maior que em curva de 180° suave, com $R/D = 1,5$.

19.4 Discussão de exemplo real

O Carrusel de LOSSER, na Holanda, de 125.000 hab. equiv., ver fig. 10 foi objeto de muitos testes.

Suas características básicas são:

$$L = 352,5 \text{ m} \quad V = 6,300 \text{ m}^3 \quad (\text{volume do circuito})$$

$$1,250 \text{ kg DBO/dia} \cdot 5,23 \text{ h} = 0,214 \text{ kg DBO/m}^3$$

$$\sum K_i = 0,204 + 0,204 + 0,08 + 0,017 = 0,433$$

(2 curvas de 180° abruptas; 1 curva de 180° abrupta com defletor e 1 curva de 130° suave com R/D = 1,5)

O raio hidráulico da seção de 6 m de largura x 3 m de profundidade é de:

$$R = \frac{6 \times 3}{3 + 6 + 3} = 1,50 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = v^3 \times \left(\frac{1,41}{1,5^{4/3}} + \frac{9,810}{352,5} \times 0,433 \right)$$

$$P_{\text{hidr}}^u = v^3 \times 12,87$$

Os dados experimentais fornecem:

1 - aerador funcionando

$$V = 0,240 \text{ m/s} \quad \text{velocidade}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,18 \text{ w/m}^3 = 12,87 \times 0,24^3$$

$$P_{\text{total}} = 42,9 \text{ kw} = 6,810 \text{ w/m}^3 \times 1,2 \text{ m} \times 1,000$$

$$r_h = \frac{P_{\text{hidr}}}{P_{\text{total}}} = \frac{0,18 \text{ w/m}^3}{6,81 \text{ w/m}^3} = 2,64\%$$

Eficiência = 2,33 kg O₂/kwh (bruto)

$$v = 0,238 \text{ m/s} \quad \text{velocidade}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,173 \text{ w/m}^3 = 12,87 \times 0,238^3$$

$$P_{\text{total}} = 42,3 \text{ kw} = 6,714 \text{ w/m}^3$$

$$r_h = 2,58\% \quad \text{Eficiência} = 2,59 \text{ kg O}_2/\text{kwh (bruto)}$$

2 - aerador funcionando

$$v = 0,238 \text{ m/s}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,173 \text{ w/m}^3$$

$$P_{\text{total}} = 52,0 \text{ kw} \times 8,253$$

$$r_h = 2,10\%$$

$$E = 2,32 \text{ kg O}_2/\text{kwh}$$

$$v = 0,272 \text{ m/s}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,26 \text{ w/m}^3$$

$$P_{\text{total}} = 63,2 \text{ kw} \times 10,825$$

$$r_h = 2,39\%$$

$$E = 2,20 \text{ kg O}_2/\text{kwh}$$

$$v = 0,275 \text{ m/s}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,27 \text{ w/m}^3$$

$$P_{\text{total}} = 69,8 \text{ kw} \times 11,019$$

$$r_h = 2,44\%$$

$$E = 2,00 \text{ kg O}_2/\text{kwh}$$

$$v = 0,314 \text{ m/s}$$

$$P_{\text{hidr}}^u = 0,40 \text{ w/m}^3$$

$$P_{\text{total}} = 85,0 \text{ kw} \times 13,49$$

$$r_h = 2,97\%$$

$$E = 2,06 \text{ a } 2,15 \text{ kg O}_2/\text{kwh}$$

A densidade de potência na zona de aeração, nas experiências acima, variou de 115 w/m³ (mínima) a 190 w/m³ (máxima), o que explica a grande eficiência.

19.5 Dados para Curitiba

$$L = 950 \text{ m}$$

Canal de 10 m largura x 5 m profundidade

Voluma do circuito: 29.700 m³

Raio hidráulico: R = 2,50 m

Perdas de carga localizadas:

$$8 \text{ curvas } 180^\circ \text{ abruptas, } \zeta/\text{palhetas} = 8 \times 0,204 = 1,632$$

$$2 \text{ curvas } 130^\circ \text{ abruptas, } \zeta/\text{palhetas} = 2 \times 0,008 = 0,016$$

$$\sum K_i = 1,648$$

Potência unitária:

$$P_u = v^3 \times \left(\frac{1,41}{2,5^{4/3}} + \frac{9,810}{950} \times 1,648 \right) = v^3 \times 17,433$$

A maior perda de energia hidráulica ocorre nas curvas (97,6%). O valo de LOSSER é mais hidrodinâmico que o de Curitiba, pois tem menos curvas e mais trechos retos (proporcionalmente).

Segundo critérios de projeto, para uma potência total de 735 kw (por inóculo de 8 aeradores), a velocidade de escoamento deverá ser de 0,36 m/s (± 5%), o que resulta numa potência hidráulica $P_{\text{hidr}}^u = 0,813 \text{ w/m}^3$, que representa 4,4% da potência total.

Esta parcela de apenas 4,4% da energia total é utilizada para provocar e manter o escoamento de uma vazão de 50 m³ x 0,36 m/s = 18 m³/s nos canais. O desnível total, originado por perdas de carga, é dado por:

$$H_p = \frac{P_{\text{hidr}}^u \cdot L}{\gamma \cdot v} = \frac{0,813 \times 950}{9,810 \times 0,36} = 0,219 \text{ m (8 aeradores)}$$

Logo, cada zona de aeração é uma estação elevatória com vazão de 18 m³/s e altura manométrica de $\frac{0,219}{8} = 0,027 \text{ m}$.

20. FATORES A CONDICIONAR A VELOCIDADE

A eficiência de oxigenação (Kg O₂/kwh) cresce com o aumento da velocidade de escoamento (Ref. 04), em certas condições.

As velocidades de escoamento devem ser mantidas acima de 0,24 m/s para evitar sedimentação dos sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA).

Pela análise da fórmula deduzida, conclui-se que é possível aumentar a velocidade de escoamento.

$$P_{\text{hidr}}^u = 9,810 \cdot v^3 \left(\frac{n^2}{R^{4/3}} + \frac{\sum K_i}{L} \right) \quad (\%)$$

$$+ \frac{\sum K_i}{L} \quad (\%)$$

$$\frac{\text{Potência total}}{\text{Voluma total}} \quad (\text{WATT/m}^3)$$

a) aumentando a potência total (maior imersão, maior rotação ou maior aerador);

b) diminuindo o voluma total, utilizando maiores relações A/M, e consequente maior carga volumétrica (kg DBO/m³);

c) diminuindo $\sum K_i$. Obtém-se colocando defletores de escoamento nas curvas onde não há aeradores. O ideal seria colocar defletores em todas as curvas, o que poderia ser feito caso os aeradores fossem colocados entre as paredes divisorias (e não nas suas extremidades). Ver sugestão adiante;

d) diminuir o número de curvas (utilizando menos aeradores com maior potência) estudando lay-out adequado;

e) aumentando o comprimento do circuito, o que se obtém diminuindo a largura ou profundidade dos canais;

f) aumentando o raio hidráulico ("R"), o que se consegue utilizando canais retangulares de Base = 2 x altura, ou seções mais convenientes (circular, hexagonal, etc);

g) utilizando superfícies bem acabadas (diminuir "n");

h) utilizando aeradores de formas, proporções e velocidades adaptadas às dimensões do valo de oxidação;

i) outra solução consistiria em utilizar propulsores de escoamento, adicionais, tais como:

— hélices tipo de avião ou navio (problema de limpeza);

— bombas parafuso de grande capacidade e infinita altura manométrica (alguns centímetros), o que é problemático;

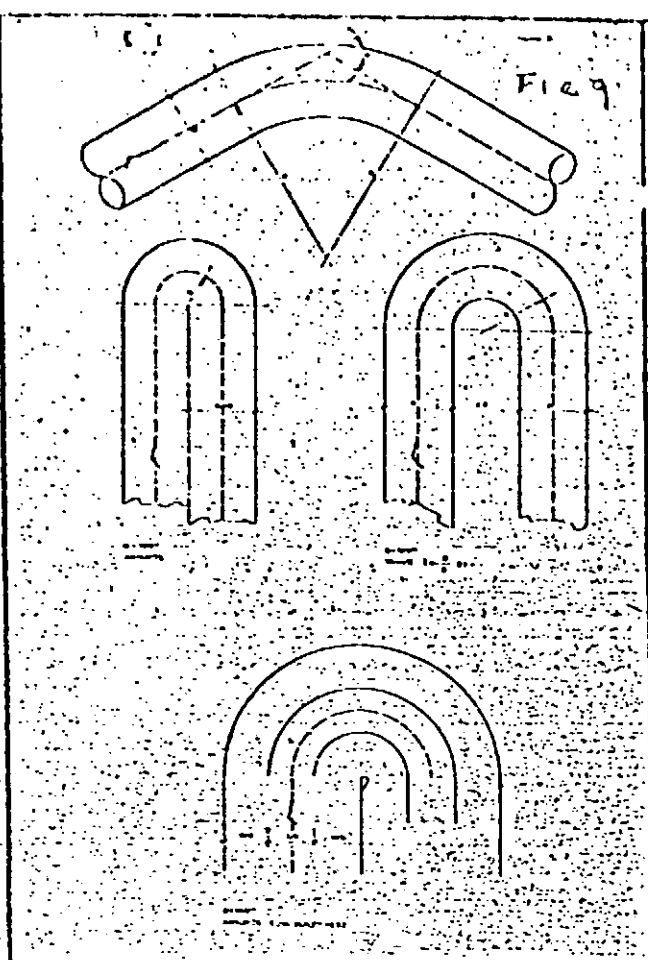
— outras soluções, a critério do leitor.

É evidente que esta solução de transferência adicional de energia hidráulica é indesejável pelo custo dos equipamentos e despesas (e dificuldades) de operação e manutenção.

Pela análise dos exemplos de LOSSER e CURITIBA, conclui-se que a maior perda de carga é

$$\frac{\sum K_i}{L}$$

originada pela parcela



Assim sendo, se esta parcela não for diminuída em $\pm 33,4$ vezes (CURITIBA), em quase nada resultará a melhoria das superfícies do canal ("n") ou na forma da seção transversal ("B").

Pode-se demonstrar que há conflito entre o gasto com concreto e a velocidade de escoamento. Assim, quando se tem 4 canais contíguos, no seção retangular (caso da LOSEB), o mínimo perímetro é obtido com:

$$\text{Base} = 1,25 \times \text{altura}$$

$$\text{Perímetro} = 8,9442 \sqrt{S}$$

$$S = B \times h = \text{constante}$$

E a máxima velocidade é obtida com:

$$\text{Base} = 2,0 \times \text{altura}$$

$$\text{Perímetro} = 9,1924 \sqrt{S}$$

$$= 1,0277 \times \text{Perímetro mínimo}$$

Conclui-se que as variações são mínimas. O efeito na velocidade é mínimo, pois esta depende basicamente (97,6%) da perda de carga nas curvas.

Como em geral canais mais fundos devem suportar maiores empuxos, e conseqüentemente necessitam maior gasto de concreto, prefere-se utilizar $\text{Base} \geq 2,0 \times \text{altura}$.

21. ARTIFÍCIO PARA AUMENTAR A VELOCIDADE

O primeiro valo de oxidação profundo, com aerador de eixo vertical, construído em OOSTERWOLDE (± 14.000 hab. equiv.), e inúmeros outros (RIDDERKERK;

80.000 hab. equiv., por exemplo), caracterizam-se por apresentarem um canal mais profundo na zona de aeração (Ver fig. 11).

Este é um artifício para diminuir a perda de carga nas curvas de 180°, abruptas, com aeradores. Aumentando a seção, a velocidade de escoamento diminui, e conseqüentemente diminui o consumo de energia hidráulica na forma de perda de carga localizada. A elevada turbulência impede qualquer sedimentação.

O outro fator positivo é que a profundidade do canal na zona de escoamento é menor, o que resulta num maior comprimento do circuito ("L").

A combinação dos dois efeitos diminui acentuadamente o valor

$\frac{\sum K_i}{L}$, o que aumenta a velocidade de escoamento.

Apenas para exemplificar, vamos supor que as profundidades sejam $P = 0,8 \cdot \phi$ (zona de escoamento) e $P' = 1,4 \cdot \phi$ (zona de aeração).

A velocidade na zona de aeração, $v' = (0,8/1,4) v = 0,57 \cdot v$. Logo a perda de carga $K' = 0,204 \cdot v^2 = 0,204 \cdot (0,57 v)^2 = 0,066 v^2$. Assumindo uma perda de carga de 0,004 $\cdot v^2$, na expansão e contração próxima a curva de 180°, abrupta, teremos uma perda de carga total de $(0,066 + 0,004) \cdot v^2 = 0,070 \cdot v^2$, ou seja, 1/3 da perda de carga, que teríamos caso a zona de aeração tivesse a profundidade de $P = 0,8 \cdot \phi$.

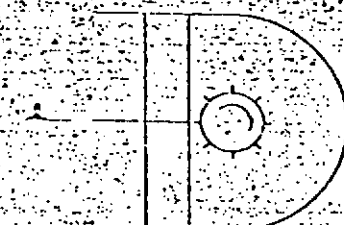
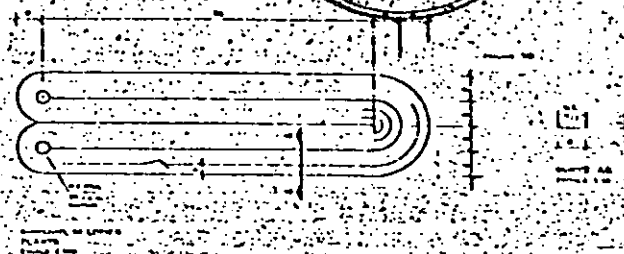
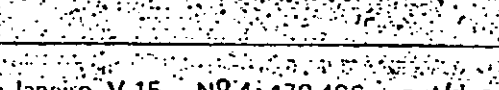
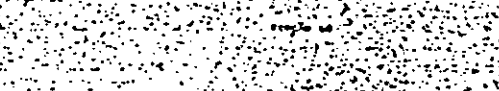
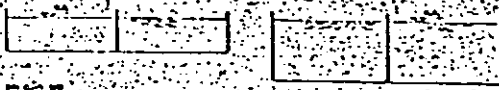
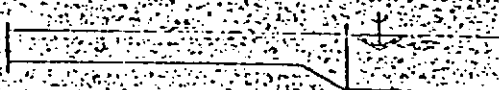


Fig. 11



É evidente que reduzindo as perdas de carga a 1/3 do seu valor original, e mantendo as outras características constantes, a velocidade de escoamento não triplica:

$$P_{hidr} = cte \cdot v^3 = \% \frac{\text{Potência total}}{\text{Volume total}} = \text{constante}$$

$$cte \cdot v^3 = \frac{cte}{3} \cdot v^3 = \text{constante}$$

$$v = \sqrt[3]{3} \cdot v \quad \boxed{v' = 1,44v} \quad (\text{e não } v' = 3v)$$

22. VARIAÇÃO DA VELOCIDADE

Para dobrar a velocidade de escoamento é necessário aumentar em 8 vezes a energia hidráulica fornecida pelos aeradores ou diminuir para 1/8 o valor das perdas de carga contínuas mais localizadas.

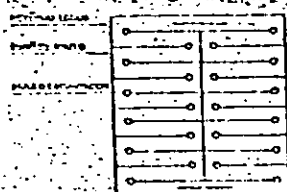
No caso de Curitiba, se desligarmos 4 aeradores de um módulo de 8 aeradores, mantendo os 4 restantes funcionando com a potência máxima, a velocidade se reduzirá a (aproximadamente):

$$\sqrt[3]{\frac{1}{2} \times \frac{3,5\%}{4,4\%}} = \sqrt[3]{\frac{1}{2,514}} = \frac{1}{1,3595} = 0,736 \text{ da velocidade inicial, ou seja,}$$

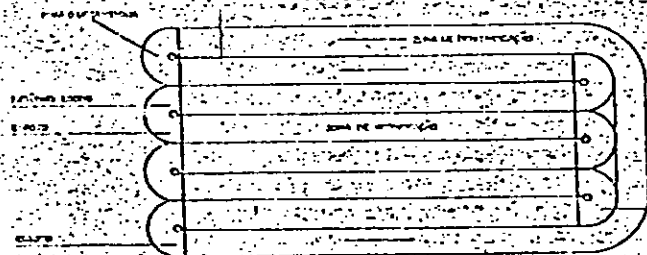
$$0,36 \times 0,736 = 0,26 \text{ m/s. Esta velocidade é ainda operacional (Vop} \geq 24 \text{ cm/s).}$$

O valor (3,5%) ÷ (4,5%) reproduz a diminuição da eficiência de transferência de energia hidráulica, quando se desliga a metade dos aeradores, conforme dados de LOSSER, e outras estações, mantendo-se a potência máxima em cada aerador funcionando.

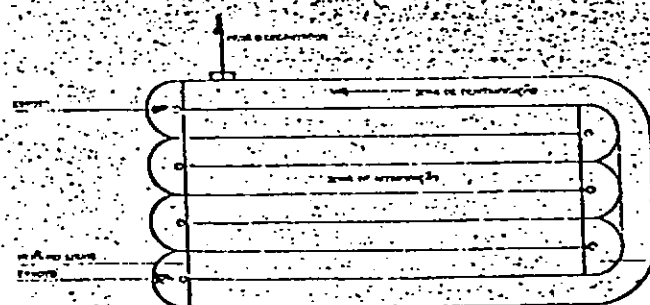
FIG 12



ALTERNATIVA 1: ALTERN 1
 APM = 0,62 DBO
 V₂₅ = 2



ALTERNATIVA 2: ALTERN 2



ALTERNATIVA 3: ALTERN 3

23. SUGESTÃO PARA ESTUDOS E APLICAÇÃO

Tendo em vista a redução das perdas de carga muito elevadas, e que ocorrem em curvas de 180°, abruptas, onde se localizam os aeradores, sugerimos que os aeradores sejam colocados entre as paredes divisorias dos canais.

Nesta configuração, o escoamento toroidal será interceptado em duas paredes, sofrendo deflexão para os canais, originando escoamento em sentidos opostos nos canais contíguos. Como as curvas de 180°, abruptas, ficam livres, poderá colocar defletores nas mesmas, reduzindo as perdas de carga em 12 vezes (ver item 19.3).

Assim sendo, mesmo que se perca um pouco de eficiência de transmissão da energia hidráulica (pois o movimento toroidal terá menor desenvolvimento livre — 50%), a velocidade de escoamento não deverá ser prejudicada (e é provável que aumente), uma vez que as perdas de carga localizadas poderão ser substancialmente reduzidas pelo uso de defletores, e por não serem necessários pilares de suporte à ponte do aerador (que interferem no escoamento).

Pela liberdade na elaboração do lay-out, e disposição dos aeradores, poderá ser possível abaixar a altura das pontes suporte do aerador e das paredes na zona de aeração.

Em termos de execução, em caráter de pesquisa, sugerimos a utilização da ponte suporte do aerador em estrutura metálica desmontável, com previsão de instalação na configuração tradicional e na configuração sugerida. E execução das palhetas defletoras em estruturas removíveis (semelhantes às projetadas para Curitiba) nas curvas de 180°, abruptas.

A instalação e operação experimental deveria ser feita na configuração sugerida, conforme Fig. 12-A.

Bastaria instalar e testar um aerador (de grande diâmetro, econômico, com palhetas radiais e baixa rotação) para se saber os resultados. (Com defletores nas curvas de 180°).

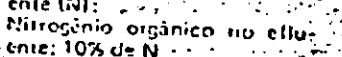
Se porventura os resultados forem insatisfatórios, bastaria desmontar e montar a ponte e aeradores na configuração tradicional, retirando as paredes defletoras e fechando a abertura entre canais, destinada à configuração sugerida. Se os testes mostrarem que a configuração proposta é adequada, as pontes poderiam ser substituídas por estruturas de concreto.

Os testes da solução sugerida, e que não envolvem direito de patentes em outros países, foram realizados em modelo reduzido, construído pelo autor, onde se comprovou a eficácia da solução alternativa. (Ver item 29). (O "Carrousel" é patenteado).

24. CONTROLE DE OXIGENAÇÃO

Nos casos de oxidação profunda deve-se controlar o nível de oxigênio dissolvido, para evitar que o mesmo se torne muito elevado ou muito baixo, o que

ENGENHARIA SANITÁRIA, Rio de Janeiro, V.15 - Nº 4: 470-486 - out/dez - 1976



Nitrato e nitrato no efluente: 10% de N
 - Nitrogênio gasoso (desnitrificado) 50% de N
 - Nitrogênio no lodo: 30% de N
 - Lodo altamente mineralizado, que pode ser disposto em lagoas de lodo, leitos de secagem ou no campo, sem problemas de odor (e sem necessidade de digestão).

29. TESTE EM MODELOS REDUZIDOS

O autor foi estagiário, em 1971/72, do Centro de Estudos e Pesquisas de Hidráulica e Hidrologia da Universidade Federal do Paraná, onde trabalhou com modelos reduzidos.

Para testar as proposições alternativas foi construído o modelo reduzido de um vale de oxidação profundo, conforme figura e fotografias anexas (Fig. 15).

O modelo é de baixo custo (R\$ 450,00) e compõe-se de um tanque de vidro de 50 x 200 x 20 cm, com paredes divisorias fixas e removíveis, com curvas e polietileno removíveis, rotor de aerador adaptado a uma bateladora de bolo Walita, transformador (70-150 V), estabilizador de voltagem e capacitor para corrigir o fator de potência.

Para medições utilizou-se instrumental da Universidade Federal do Paraná: micromolneta A-OTT, tacômetro, voltímetro e amperímetro.

Os testes mostraram que a solução alternativa, de colocação do aerador entre as paredes divisorias, apresenta melhor desempenho hidráulico (velocidade e turbulência em toda a circunferência) que a solução tradicional (e patenteada na Holanda pela DHV) de colocação do aerador no final da parede divisorial. A passagem de líquidos, entre canais, na zona de abração proposta, é reduzida e o escoamento contracorrente é menor devido à existência de duas paredes junto ao aerador.

Não há, ainda, testes de capacidade de oxigenação.

Aparentemente os resultados devem ser equivalentes, pois embora haja diminuição da área de espirro (devido à "sombra" das paredes do canal), poderá haver melhor oxigenação devido ao aumento da velocidade de escoamento.

Em próxima publicação, serão apresentados os resultados experimentais obtidos no modelo reduzido.

Apenas como informação prévia, tem-se os seguintes resultados:

- I. aerador na posição proposta: NA = 115 mm; Submersão = 12 mm
- I.1) curva e defletores nas 2 deflexões de 180°:

a) 0,71 A; 67 V;
360 RPM;
 $V_{med} = 12,7 \text{ cm/s}$

b) 0,90 A; 117 V;
660 RPM;
 $V_{med} = 14,3 \text{ cm/s}$

I.2) curva em apenas uma deflexão de 180° (s/defletores)

a) 0,70 A; 67 V;
360 RPM;

$V_{med} = 10,4 \text{ cm/s}$

b) 0,90 A; 117 V;
660 RPM;

$V_{med} = 13,4 \text{ cm/s}$

I.3) sem curvas e defletores na deflexão de 180°

a) 0,70 A; 67 V;
370 RPM;

$V_{med} = 9,9 \text{ cm/s}$

II. aerador na posição tradicional:

NA = 115 mm;

submersão = 12 mm

II.1) curva e defletores em 1 deflexão e aerador na outra deflexão.

a) 0,68 A; 67 V;
346 RPM;

$V_{med} = 10,8 \text{ cm/s}$

b) 0,66 A; 67 V;
280 RPM;

$V_{med} = 9,1 \text{ cm/s}$

c) 0,86 A; 114 V;
610 RPM;

$V_{med} = 10,0 \text{ cm/s}$

II.2) curva em apenas na deflexão de 180° (s/defletores)

III. com o aerador

a) 0,71 A; 67 V;
336 RPM;

$V_{med} = 9,33 \text{ cm/s}$

b) 0,75 A; 81 V;
452 RPM;

$V_{med} = 9,27 \text{ cm/s}$

II.3) sem curvas e defletores na deflexão de 180°

a) 0,68 A; 67 V;
230 RPM;

$V_{med} = 7,84 \text{ cm/s}$

229

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

01. Aplicação do Processo de Aeração Prolongada em Curitiba — Eng. Pedro Nelson Costa Franco. Simpósio do XV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária. Revista Engenharia Sanitária-V. 15(3): 350-365, jul/set - 1976.
02. National Research Formula SWJ (1946). P. 997.
03. How does tank geometry affect the oxygen transfer rate of mechanical surface aerators? — Water and Sewage Works (jan/1976). Kormanik R.
04. Determination of the oxygenation capacity in Carrousel — plants. H. O (nº 5 and 6). (1974). Sweet's S-Trietsch R.
05. Carrousel a new type of aeration system With low organic load. Water Research (vol. 6): (1972). Koot, A.C.J. Zeper, J.
06. Die biologische Reinigung des Abwassers in Carrouselanlagen. Wasserwirtschaft, 10-1975. Schagen, F.P. van — Zeper, J.
07. Large oxidation ditch "Carrousel". 5th Congress — Water Pollution Research, July 1970. Zeper, J. — Man, A. de
08. A Dutch approach towards sewage treatment and automation of sewage treatment plants. Pergamon Press, 1974. Maier, P.
09. Locpe aeration tank design offers practical advantages. Water and Sewage Works. (oct-nov) — 1975. Jacobs, A.
10. Processo de Lodos Activados. 1974. Yanes, F.
11. Nitrification and desnitrification in Carrousel systems. 1975. Geest, A. — Witvoet, W.
12. Grote oxydatiesloten type "Carrousel" — Nogmaals. H₂O — (no. 1 and 2). 1971. Eggink, H.J.
13. Industrieel afvalwater: sanering of zuivering? MEI 1974. Schot, F.J. van der
14. Meertraps biologische zuiverings — systemen. H₂O, nº 18, 1974. Gaast, M.K.H.
15. De invloed van de temperatuur op de zuurs toeverdracht in schoon water by puntbeluchting. H₂O, nº 26, 1975. Bakker, K. — Sluis, J.W. van
16. Carrousel Wastewater Treatment Plants. Trabalho ainda não publicado. Eng. A. J. Jansen da DHV (ano 1976).
17. Behandeling van afvalwater. Delft. 1973. Koot, A.C.J. (Vol. I a IV).
18. Projeto básico e executivo da Estação de Tratamento de Esgotos Belém da cidade de Curitiba. 1975/1976.
19. Outras informações da DHV e fabricantes de aeradores para valos de oxidação profundos.
20. Tabela de Oxigênio dissolvido na água e aplicações 8º C.B.E.S. Dez 1975, Gornes, C.S.
21. Sistema Carrousel: uma nova opção no tratamento de esgotos Rev. DAE, nº 106 — Jansen, A; Gallegos, P.

3.4.5 COMPUTO DE OBRA CIVIL

3.4.5.1. Cámara de carga y distribución general

a) Dimensiones básicas

Altura media	4.55 m	
Perímetro exterior	$8.22 + 2(0.53) + 3 \times (6.50) = 28.89 =$	<u>29 m</u>
LATERALES	$4.55 \text{ m} \times 29 \text{ m} = 131.45 \text{ m}^2$	<u>$= 132 \text{ m}^2$</u>
BASE	$(8.33 \times 0.83) + (3.3 \times 2.26) + 2(2.26 \times 2.50/2) +$	
	$3(3.60 \times 1.80) = 39.46 \text{ m}^2$	<u>$= 40 \text{ m}^2$</u>
Longitud de divisiones		
Interiores	$3 \times 3.60 = 1.08 \text{ m}$	
Longitud de canaletas	-----	
Techo	-----	

b) Hormigón

Fondo	$40 \text{ m}^2 \times 0.30 = 12 \text{ m}^3$	12 m3
Laterales	$132 \text{ m}^2 \times 0.30 = 39.6 \text{ m}^3$	40 m3
Div. Interiores	$10.8 \times 4.55 = 49.14 \text{ m}^2 \times 0.20 = 10 \text{ m}^3$	
Canaletas		-----
Techo		-----
Detalles Varios (1 %)		<u>1 m3</u>
		63 m3
Hormigón Pobre		-----

c) Revoques Impermeables

Fondo		40 m2
Laterales		132 m2
Div. Interiores	$2 \times (49.14 \text{ m}^2) = 98.28$	98 m2
Canaletas		-----

Techo	-----	
Varios (5 %)		<u>14 m2</u>
		284 m2

d) Excavaciones

Propias	$1,30 \times 40 \text{ m}^2 = 52 \text{ m}^3$	52 m3
Perimetrales requeridas por construcción	$1 \text{ m} \times 29 \text{ m} \times 1,3 =$	<u>38 m3</u>
		90 m3

3.4.5.2. Cámara de ingreso de líquido crudo y recirculación

a) Dimensiones Básicas

Altura media	4,20 m	
Perímetro exterior	$2,3+2 \times 8,15+2 \times 3,0 = 24,6 \text{ m} =$	<u>25 m</u>
Laterales	$4,20 \times 25 =$	<u>105 m2</u>
Bace	$(2,3 \times 8,15) + (2 \times 2,0) = 23,75 \text{ m}^2 =$	<u>24 m2</u>
Longitud de divisiones interiores		-----
Longitud de canaletas		-----
Techo		-----

b) Hormigón

Fondo	$24 \text{ m}^2 \times 0,2 = 4,8 \text{ m}^3$	5 m3
Laterales	$105 \text{ m}^2 \times 0,15 = 15,75 \text{ m}^3$	16 m3
Div. Interiores	-----	-----
Canaletas	-----	-----
Techo	-----	-----
Detalles Varios		<u>21 m3</u>

c) Revoques impermeables

Fondo	24 m2
Laterales	105 m2
Div. Interiores	-----
Techo	-----
Varios	-----
	<u>129 m2</u>

d) Excavaciones

(Se incluyen en el ítem REACTORES)

.4.5.3. Reactores

a) Dimensiones

Altura media	5,60
Perímetro exterior	$164,02 + 2 \times 1,06 + (9,45) \times 2 =$ $391,66 \text{ m} = 392 \text{ m}$
Laterales	$5,60 \times 392 = 2195,2 \text{ m}^2 = 2195 \text{ m}^2$
Base	$164,02 + (2 \times 1,06) \times (18,30 \times 2) +$ $+(3 \times 0,3) = 166,14 \times 37,5$ $= 6.230,25$ $\frac{9,45}{4} \times 2 = 4,725$ $\text{Total} = 6370,53 = \underline{6371 \text{ m}^2}$

Longitud de Divisiones

Interiores	$(164,02) \times 2 + 166,14 = 494,18 \text{ m}$
Div. Interiores	$= 5,60 \times 494,18 = 2767,4 \text{ m}^2$
Longitud de Canaletas	----- $= 2767 \text{ m}^2$
Techo	-----

Hormigón

Fondo	$6371 \text{ m}^2 \times 0,3 \text{ m} = 1911,3 \text{ m}^3$	1911 m3
Laterales	$2195 \text{ m}^2 \times 0,3 \text{ m} = 658,5 \text{ m}^3$	659 m3
Div. Interiores	$2767 \text{ m}^2 \times 0,3 = 830,22 \text{ m}^3$	830 m3
Canaletas		-----
Techo		-----
Detalles Varios (2 %)		68 m3
		<u>3468 m3</u>

c) Revoques Impermeables

Fondo		6371 m2
Laterales		2195 m2
Div. Interiores	$2 \times 166,14 \times 5,60 = 1860,77$	1861 m2
Canaletas		-----
Techo		-----
Varios (5 %)		521 m2
		<u>10.948 m2</u>

d) Revoques Impermeables

Fondo		6371 m2
Laterales		2195 m2
Div. Interiores	$2 \times 166,14 \times 5,60 = 1860,77$	1861 m2
Canaletas		-----
Techo		-----
Varios (5 %)		521 m2
		<u>10948 m2</u>

d) Excavaciones

Propios	$(185,04 \times 37,50) \times 2,60 = 18.076,50$	18077 m3
Perimetrales requeridas por construcción		
	$1 \text{ m} \times (185,04 + 37,50) \times 2 \times 2,60 = 1159,08$	1159 m3
		<u>19236 m3</u>

3.4.5.4. Cámara Intermedia

a) Dimensiones Básicas

Altura media	5,35
Perímetro exterior	$1,80 \times 4 = 7,20 \text{ m}$
Laterales	$5,35 \times 7,20 \text{ m} = 38,52 \text{ m}^2 = 39 \text{ m}^2$
Base	$1,80 \times 1,80 = 3,24 \text{ m}^2$
Div. Interiores	-----
Canaletas	-----
Techo	3,24 m ²

b) Hormigón

Fondo	$3,24 \text{ m}^2 \times 0,3 = 0,972 \text{ m}^3$	1 m ³
Laterales	$39 \text{ m}^2 \times 0,2 = 7,8 \text{ m}^3$	8 m ³
Div. Interiores	-----	
Canaletas	-----	
Techo	0,972 m ³	<u>1 m³</u>
		10 m ³

c) Revoques Impermeables

Fondo	3 m ²
Laterales	39 m ²
Techo	-----
Div. Interiores	-----
Canaletas	-----
Varios	-----
	<u>42 m²</u>

d) Excavaciones

Propias $(2.85 \times 3.24 \text{ m}^2) = 9.23 \text{ m}^3$ 9 m³

Perimetrales requeridas por construcción : se incluyen en ítem

3.4.5.3

3.4.5.5 Cámara de carga a decantadores

a) Dimensiones Básicas

Altura media 7,65
 Perímetro exterior $1,90 + (2 \times 0,70) + (2 \times 1) + 1,60 \times 2 = 10,5 \text{ m}$
 Laterales $7,65 \times 10,5 = 80,3 \text{ m}^2 = 80 \text{ m}^2$
 Base $\frac{(1,90 \times 0,70) + (1,90 \times 0,70) + 1,60 \times 1 \times 2}{2} = 5,2 \text{ m}^2$
 Div. Interiores Longitud 2 m Área : $2 \times 7,65 = 15,3 \text{ m}^2$
 Canaletas -----
 Techo -----

b) Hormigón

Fondo $5,2 \text{ m}^2 \times 0,30 \text{ m} = 1,56 \text{ m}^3$ 2 m³
 Laterales $80 \text{ m}^2 \times 0,20 \text{ m} = 16 \text{ m}^3$ 16 m³
 Div. Interiores $15,3 \text{ m}^2 \times 0,20 = 3 \text{ m}^3$
 Canaletas -----
 Techo -----
 21 m³

c) Revoques impermeables

Fondo 5 m²
 Laterales 80 m²
 Div. Interiores $2 \times 15,3 \text{ m}^2$ 31 m²
 Canaletas Techo: --- --
 116 m²

3.4.5.6 Decantadores

a) Dimensiones básicas

Altura máxima (B + H in) = 4,10 m

Perímetro exterior $D = (D + 0,25) = (35,50) = 111,53$

Laterales = $4,10 \times 111,53 \text{ m} = 457,26 \text{ m}^2 = 457 \text{ m}^2$

Base = $D / 4 = 35 / 4 = 962 \text{ m}^2$

Div. Interiores : ---- Techo: ----

Canaletas: $(A + 0,20 + 0,25 + C) = 2,26 \text{ m}$

b) Hormigón

Fondo: $962 \text{ m}^2 \times 0,30 = 288,60 \text{ m}^3$

289 m³

Laterales: $457 \text{ m}^2 \times 0,25 = 114,25$

114 m³

Div. Interiores: ---- Techo: ----

Canaletas: $2,26 \text{ m} \times 0,25 \times 111,53 = 6,5 \text{ m}^3$

7 m³

2 x 410 =

= 820 m³

c) Revoques impermeables

Fondo:

962 m²

Laterales:

457 m²

Canaletas: $2,26 \times 111,53 =$

252 m²

Varios (10%)

165 m²

2 x 1838 m² =

= 3676 m²

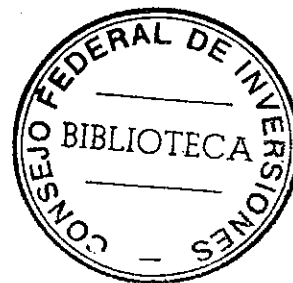
d) Excavaciones

Propias (para ambos decantadores) $80 \times 40 \times 4 =$

12.800 m³

3.4.5.7 Cámara de barro (salida de decantadores)

a) Dimensiones básicas: (volumen similar a ítem 5 sin div. int.)



237

Base: 2 m2 Long. ext.: 9,74 m laterales: 71 m2

b) Hormigón 18 m3

c) Revoques impermeables 73 m2

d) Excavaciones (incluidos en ítem 3.4.5.6) ----

4.5.8 Extracción, recirculación y bombeo de barro

a) Dimensiones básicas

Altura media: 4,00 -- 8,20 -- 3,90

Perímetro exterior: $2(3,45 + 5,45) = 8,90 \times 2$ $(1,30 + 3,45) \times 2 = 9,5$

Tornillos 5,34 m = 17,80

Laterales: $17,80 \text{ m} \times 4,00 = 71,20 \text{ m}^2$ Tornillos: 70 m2

108 m2

$9,5 \text{ m} \times 3,90 = 37,02 \text{ m}^2$

Base $(3,45 \times 5,45) + (1,30 \times 3,45) + (2 \times 3,45) = 30,18 \text{ m}^2$

Div. Interiores: $9,30 \times 4,00 = 37,2 \text{ m}^2$

b) Hormigón

Fondo: $30 \text{ m}^2 \times 0,2 = 6 \text{ m}^3$ 6

Laterales: $178 \text{ m}^2 \times 0,15 = 26,7 \text{ m}^3$ 27

Div. Interiores: $37 \text{ m}^2 \times 0,15 = 5,55 \text{ m}^3$ 6

Varios: (20%) 8

47 m3

c) Revoques impermeables

Fondo: 30

Laterales: 178

Varios (20%) 50

258 m2

d) Excavaciones

Propias $3,45 \times 5,45 \times 4,20 = 78,97$	80 m3
Perimetrales (requeridos por construcción) $= 17,80 \times 1 \times 4,2 =$	
$= 74,76$	<u>75 m3</u>
	155 m3

4.5.9 Espesador de barro - Cómputo de obra civil

a) Dimensiones básicas

Altura media: 0,8 m (cilíndrica)
 Perímetro exterior: $D_o = (16) = 50,3 \text{ m}$
 Laterales: $50,3 \text{ m} \times 8 \text{ m} = 402,4 \text{ m}^2$
 Base: 113 m2
 Canaletas: longitud 51 m = 160 m

b) Hormigón

Fondo: $0,30 \times 113 \text{ m}^2 = 33,9 \text{ m}^3$	34 m3
Laterales: $0,25 \times 402,4 \text{ m}^2 = 100,6 \text{ m}^3$	101 m3
Canaletas: $0,60 \times 160 \times 0,25 =$	24 m3
Varios (20%)	<u>36 m3</u>
	195 m3

c) Revoques impermeables

Fondo:	113 m2
Laterales:	403 m2
Canaletas: $0,60 \times 160 = 96 \text{ m}^2$	96 m2
Varios (20%)	<u>122 m2</u>
	734 m2

d) Excavaciones

Propias: $x 50,3 \times 8 = 402,4 \times$	1264m ³
Perimetrales requeridos por construcción	<u>1050m³</u>
	2314m ³

AEREACION EXTENDIDA

	COMPUTOS DE OBRA CIVIL-RESUMEN	HORMIGON	REVOQUES	EXCAVAC.	OTROS
1	Cámara de carga y distribución general	63	284	90	-
2	Cámara de Ingreso de líquido crudo y recirculación	21	129	incl.5	-
3	Reactores	3468	10948	19236	-
4	Cámara intermedia	10	42	9	-
5	Cámara de carga a decantadores	21	116	40	-
6	Decantadores	820	3676	12800	-
7	Cámara de barros	18	73	incl.6	-
8	Extracc.Recirc.y bobeo de barros	47	258	155	-
9	Espesador de barros	195	734	2314	-
	TOTALES	4663 m ³	12260 m ²	34644 m ³	

3.4.6. Precómputo de Equipos Electromecánicos y Elementos de Fábrica.

	A
Cañería 0 0,800 Long. = 70 m (C. de Carga a Reactores)	34.440
Accesorios (incluidos mangos de empotramiento)	3.440

Reactores

(4) Aereadores superficiales de montaje vertical de formato cónico o semejante, con paletas radiales. Diámetro de giro de paletas : 4,0 m - Velocidad 24 a 25 rpm. Eficiencia de oxigenación de diseño: 2 kg de O ₂ /Km h - Potencia nominal del motor eléctrico: 125 HP. - 3 x 380 v - 50 Hz - Protección IP 55	1.047.000
(2) Cajas vertedero de altura regulable desde el exterior (salida de licor mezclado).	1.300
Cañería 0 0,800 Long. 70 m (Reactores a C.I)	34.400
Accesorios (incluidos mangos de empotramiento)	3.440
Cañería 0 1,200 Long. 40 m (C.I a C.D)	45.280
Accesorios 0 1,200	4.530
Cañería 0 0,600 Long. 30 m (C.D) a Decantad)	8.940
Accesorios 0 0,600 (incluye mangos de empotramiento)	900
Varios no discriminados	5.000

Decantadores

(2) Puentes Barredores Radiales para decantadores de 0 = 35 m. Con barredor de fondo y superficie según esquema.	413.280
(2) Accesorios para decantadores.	22.000
Cañería 0 0,35 Long. 80 m (Decant. a C.B)	9.600
Accesorios 0 0,35	1.000
(2) Válvulas 0 0,35	7.800
Varios no discriminados	3.000

Extracción recirculación y bombeo de barro

	A
8 Cañería Ø 0,500 Long. 50 m (C.B a Recircul)	11.300
9 Accesorios Ø 0,500 (incluidos mangos de empo- tramiento).	1.000
10 (1) Válvula esclusa Ø 0,500	8.200
11 (2) Dos tornillos de arquimedes. Caudal 0,548 m ³ /s. Altura de elevación : 3.0 m. Angulo de inclinación : 30º - Tres entradas. Diámetro 1,45 - Longitud: 10 m.	620.000
22 Cañería Ø 0,800 Long. 250 m (Recirc.a CR)	123.000
23 Accesorios Ø 0,800 (incluye mangos de emprot).	12.300
24 Dos (2) Bombas para lodos tipo Flygt. Caudal 74 m ³ /h. Altura de elevación 12 m.	50.500
25 Cañería Ø 0,100 Long. 100 m.	1.700
26 Accesorios cañería Ø 0,100 m	170
27 Varios no discriminados.	6.000

Espesador de Fangos

28 Dos (2) bombas para barro al 5% (95% Humedad) Tipo Mohyno (Rotor Helicoidal y estator encau- cho) de 6 m ³ /h, 50 mca.	11.480
29 Cañería Ø 50 mm Long. 20 m.	120
30 Manifold de succión Ø 50 mm.	180
31 Manifold de descarga.	220
32 Accesorios Ø 50 mm	30
33 Cañería Ø 40 mm Long. 200 m	1.140
34 Accesorios Ø 40 mm.	110
35 Varios no discriminados.	800
	<hr/> 2.493.600

ALTERNATIVA 3.4. (Aereación Extendida - Carrousel)

242

1a. Etapa. Costo de Inversión y Explotación.

XEQ "ENEBOM"

ALT? 3.400 RUN

INV? 5,144,880.000 RUN

PERS? 100,800.000 RUN

POPLA? 595.000 RUN

MANT? 3,000.000 RUN

PS? 6.100 RUN

ANO? 1,989.000 RUN

Q? 0.467 RUN

H1? 10.070 RUN

H2? 10.110 RUN

ANO=1,990.000
H=10.070
Q=0.467
ENE=535.
INV=5,144,880.
COEN=70,314.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=5,945,501.

ANO=1,991.
H=10.074
Q=0.484
ENE=607.
INV=0.
COEN=72,910.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=803,216.

ANO=1,992.
H=10.078
Q=0.502
ENE=629.
INV=0.
COEN=75,601.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=805,907.

ANO=1,993.
H=10.082
Q=0.520
ENE=652.
INV=0.
COEN=78,391.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=808,698.

ANO=1,994.
H=10.086
Q=0.539
ENE=676.
INV=0.
COEN=81,285.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=811,591.

ANO=1,995.
H=10.090
Q=0.559
ENE=701.
INV=0.
COEN=84,285.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=814,592.

ANO=1,996.
H=10.094
Q=0.579
ENE=727.
INV=0.
COEN=87,396.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=817,703.

ANO=1,997.
H=10.098
Q=0.600
ENE=754.
INV=0.
COEN=90,622.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=820,929.

ANO=1,998.
H=10.102
Q=0.622
ENE=782.
INV=0.
COEN=93,967.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=824,273.

ANO=1,999.
H=10.106
Q=0.645
ENE=811.
INV=0.
COEN=97,435.
COTRA=626,506.
PERS=100,800.
MANT=3,000.
COTO=827,742.

ALTERNATIVA 3.4. (Aereación Extendida - Carrousel)

243

2a. Etapa - Costo de Inversión y Explotación.

	XEQ "ENEBOM"				
ALT?			ANO=2,003.		ANO=2,003.
	3.400	RUN	H=10.137		H=10.182
INV?			Q=0.745		Q=0.891
4,025,170.000		RUN	ENE=939.		ENE=1,129.
PERS?			INV=0.		INV=0.
151,200.000		RUN	COEN=112,912.		COEN=135,678.
POPLA?			COTRA=1,253,013.		COTRA=1,253,013.
1,190.000		RUN	PERS=151,200.		PERS=151,200.
MANT?			MANT=4,500.		MANT=4,500.
4,500.000		RUN	COTO=1,521,625.		COTO=1,544,391.
PB?			ANO=2,004.		ANO=2,009.
6.200		RUN	H=10.146		H=10.191
ANO?			Q=0.772		Q=0.924
1,999.000		RUN	ENE=975.		ENE=1,171.
Q?			INV=0.		INV=0.
0.669		RUN	COEN=117,137.		COEN=140,755.
H1?			COTRA=1,253,013.		COTRA=1,253,013.
10.110		RUN	PERS=151,200.		PERS=151,200.
H2?			MANT=4,500.		MANT=4,500.
10.200		RUN	COTO=1,525,850.		COTO=1,549,468.
ANO=2,000.000			ANO=2,005.		
H=10.110			H=10.155		
Q=0.669			Q=0.800		
ENE=841.			ENE=1,011.		
INV=4,025,170.			INV=0.		
COEN=101,129.			COEN=121,520.		
COTRA=1,253,013.			COTRA=1,253,013.		
PERS=151,200.			PERS=151,200.		
MANT=4,500.			MANT=4,500.		
COTO=5,535,012.			COTO=1,530,233.		
ANO=2,001.			ANO=2,006.		
H=10.119			H=10.164		
Q=0.693			Q=0.830		
ENE=873.			ENE=1,049.		
INV=0.			INV=0.		
COEN=104,913.			COEN=126,068.		
COTRA=1,253,013.			COTRA=1,253,013.		
PERS=151,200.			PERS=151,200.		
MANT=4,500.			MANT=4,500.		
COTO=1,513,626.			COTO=1,534,780.		
ANO=2,002.			ANO=2,007.		
H=10.123			H=10.173		
Q=0.719			Q=0.860		
ENE=905.			ENE=1,088.		
INV=0.			INV=0.		
COEN=108,839.			COEN=130,785.		
COTRA=1,253,013.			COTRA=1,253,013.		
PERS=151,200.			PERS=151,200.		
MANT=4,500.			MANT=4,500.		
COTO=1,517,552.			COTO=1,539,498.		

3a. Etapa - Costo de Inversión y Explotación.

	XEQ "ENE80M"		ANO=2,013. H=10.263 Q=1.067 ENE=1.362. INV=0. COEN=163,698. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,250,018.	ANO=2,018. H=10.368 Q=1.276 ENE=1,646. INV=0. COEN=197,839. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,284,950.
ALT?	3.400	RUN	ANO=2,014. H=10.284 Q=1.106 ENE=1.414. INV=0. COEN=170,021. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,257,140.	ANO=2,019. H=10.309 Q=1.323 ENE=1,709. INV=0. COEN=205,475. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,292,595.
INV?	4,025,170.000	RUN		
PERS?	201,600.000	RUN		
POPLA?	1,705.000	RUN		
MANT?	6,000.000	RUN		
PB?	6.300	RUN		
ANO?	2,009.000	RUN		
Q?	0.958	RUN		
H1?	10.200	RUN		
H2?	10.410	RUN		
ANO=2,010.000 H=10.200 Q=0.958 ENE=1,216. INV=4,025,170. COEN=146,104. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=6,250,393.			ANO=2,015. H=10.305 Q=1.146 ENE=1,469. INV=0. COEN=176,506. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,263,706.	ANO=2,020. H=10.410 Q=1.371 ENE=1,775. INV=0. COEN=213,406. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,300,525.
ANO=2,011. H=10.221 Q=0.993 ENE=1,262. INV=0. COEN=151,749. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,238,968.			ANO=2,016. H=10.326 Q=1.188 ENE=1,526. INV=0. COEN=183,405. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,270,524.	
ANO=2,012. H=10.242 Q=1.029 ENE=1,311. INV=0. COEN=157,611. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,244,730.			ANO=2,017. H=10.347 Q=1.231 ENE=1,585. INV=0. COEN=190,436. COTRA=1,879,519. PERS=201,600. MANT=6,000. COTO=2,277,605.	

3.5 PRE Y POST TRATAMIENTOS

3.5.1 Pretratamientos

Se ha desarrollado esta etapa, denominada de Pretratamientos, ubicándola previamente a la estación de bombeo existente.

La etapa está compuesta por:

Sistema de DESBASTE, a través de una reja metálica de barrotes verticales con separación apropiada; la limpieza de la reja se efectúa automáticamente, en función de la pérdida de carga generada por su progresivo ensuciamiento, mediante un rastrillo accionado mecánicamente.

En caso de inconvenientes o mantenimiento del sistema de limpieza, se ha proyectado un by-pass, es decir un camino alternativo sin reja.

La instalación va techada, para poder ser operada en condiciones climáticas adversas, disponiendo de renovación de aire por tiraje natural, ya que se trata de una zona normalmente ventosa.

Sistema de DESARENADO, por medio de un desarenador munido de dos cámaras o depósitos limpiados mecánicamente mediante un equipo air-lift, equipo armado a medida en taller (como un manifold de bombas), compuesto básicamente por un compresor de aire, tuberías y válvulas de accionamiento; la arena depositada en las cámaras se vehiculiza mediante la acción de aire comprimido.

La estación de bombeo existente se ha adaptado a los datos de las sucesivas etapas; por ello, el nivel de implantación de los equipos mencionados así como los pelos de agua quedan determinados por la colectora máxima y estación de bombeo citada.

Las unidades de pretratamiento se han diseñado para servir a las tres etapas de obra de cada alternativa estudiada.

3.5.1.1 Rejas

Función: desbaste y protección de unidades de bombeo.

Datos de diseño:

$$= 80g$$

Espaciamiento entre barras (a) = 35 mm

Velocidad de escurrimiento para el caudal máximo de la etapa $V_s = 0.50$ m/s, verifica velocidad de autolimpieza.

Tirante de escurrimiento (h) = igual o inferior al 80% del diámetro de la cañería efluente.

$$0,8 \times 0,9 = 0,72 \text{ m}$$

$$h = 0,65 (0,8 \times 0,9) = 0,468 \text{ m}$$

$$\text{Ancho útil (Au)} \quad Au = \frac{Q_d}{V_s \times h} = \frac{0,5484 \text{ m}^3/\text{s}}{0,50 \text{ m/s} \times 0,468 \text{ m}}$$

$$Au = 2,344 \text{ m}$$

Ancho de la reja (b)

$$b = Au + \text{espacio ocupado por las barras} = Au + n Ab$$

$$Ab = 9,5 \text{ mm}$$

$$Au = (n + 1)e \quad n = Au/e - 1 = 1,511/35 - 1 = 66$$

$$b = (n + 1)e + n Ab = (67) 35 \text{ mm} + (66) 9,5 \text{ mm} = 2972 \text{ mm}$$

$$b \text{ adoptado} = 3,00 \text{ m}$$

By-pass: constituye un camino alternativo a la Reja; e habilita con la colocación de compuertas extraíbles tipo recatas de 2,40 x 1,20 (dos).

Pérdida de carga

$$h = K_1 K_2 K_3 \left(\frac{V}{2g} \right)$$

$$2g$$

$$V = \text{velocidad de aproximación en el canal} = \frac{Q}{2,97 \times 0,468} = \frac{Q}{1,39 \text{ m}^2}$$

$$\text{Si } Q = Q_1 = 0,5484 \text{ (1)} \quad V_1 = 0,395 \text{ m/s} \quad V / 2g = 0,00795$$

$$Q = Q_3 = 1,644 \text{ (2)} \quad V_3 = 1,183 \text{ m/s} \quad V / 2g = 0,07133$$

$$K_1 = (1,00) \quad m = 0,7 \quad K_1 = 2,041$$

$$K_2 = 1$$

$$K_3 = (e/e+d; 1/4 (2/e + 1))$$

n

$$e/e+d = 35/35 + 9,5 = 0,79$$

$$1/4 (2/e + 1/h) = 1/4 (2/35 + 1/468) = 0,0148$$

$$K_3 = 0,47$$

$$K_1 K_2 K_3 = 0,96$$

$$h = 0,96 V / 2g$$

$$1 = 0,0076 \text{ m}$$

$$3 = 0,0685 \text{ m}$$

(1) caudal de la etapa (Q máx)

(2) caudal de 3a etapa (Q máx)

Cámara de rejillas - Computo de Obra Civil

Cuerpo Principal - Dimensiones Básicas

Altura media: 1,20

Perímetro exterior: $(2 \times 10,30) + (2 \times 5,74) = 32,08 \text{ m}$

Laterales: $1,20 \text{ m} \times 32,08 \text{ m} = 38,5 \text{ m}^2 = 39 \text{ m}^2$

Base: $5,74 \times 10,30 = 59,12 \text{ m}^2 = 59 \text{ m}^2$

Longitud de divisiones interiores: $10,0 + (0,3) \times 4 - (2 \times 2,40) = 6,4 \text{ m}$

Longitud de canaletas: ----

Techo: $59 \text{ m}^2 - 4 \times (0,30 \times 2,40) - (3 \times 2) = 50,12 = 50 \text{ m}^2$

Hormigón

Fondo: $59 \text{ m}^2 \times 0,20 \text{ m} = 11,8 \text{ m}^3$	12 m3
Laterales: $39 \text{ m}^2 \times 0,15 \text{ m} = 5,85$	6 m3
Div. interiores: $(6,4 \text{ m} \times 1,20 \text{ m}) \times 0,20 =$ $= 7,68 \text{ m}^2 \times 0,2 = 1,54.$	2 m3
Canaletas: ---	---
Techo: $50 \text{ m}^2 \times 0,20 = 10 \text{ m}^3$	10 m3
	30 m3
Detalles varios 1%	1 m3
	31 m3
Hormigón pobre: ---	

Revoques impermeables

Laterales:	39 m2
Fondo:	59 m2
Div. interiores: $2 \times (7,48 \text{ m}^2) = 15,4 \text{ m}^2$	16 m2
Canaletas: -----	---
Techo: (no lleva revoque)	---
	114m2
Varios no incluidos (10%):	12m2
	126m2

Excavaciones

Propias $(768,0 - 766,6) \times 59 \text{ m}^2 = 82,6 \text{ m}^3$	83 m3
Perimetrales requeridos por construcción: $1\text{m} \times 1,4\text{m} \times 32 =$	45 m3
	128m3

3.5.1.2 Desarenador

Esta operación queda definida como un pretratamiento común a cualquier variante en el proceso de tratamiento propiamente dicho.

Tiene por objeto extraer las partículas minerales, arenas y gravas más o menos finas, de forma tal de evitar su depósito en canales y conductos, proteger las bombas y otros equipos de la erosión y evitar la sobrecarga de las etapas del tratamiento propiamente dicho.

En general en la operación de desarenado se eliminan partículas superiores a los 200 micrones.

La baja proporción de sólidos sedimentables totales en 10 minutos del efluente que nos ocupa, inferiores al 0,15%, hace posible que el diseño del equipo pueda realizarse teniendo en cuenta las tres etapas, teniendo cada una de ellas parámetros de operación diferentes, los que sin embargo aseguran que aún en la etapa más exigida (la tercera y última) se supere el nivel de eficiencia requerido.

En definitiva, se dimensionará para la tercera etapa y se verificará para la primera.

El método de diseño es el de C. XHOFFER - J. FREROTTE. publicado por "La technique de l'eau".

a) Datos básicos

Caudal nominal a desarenar: 137 m³/s (3a. etapa)

Diámetro de gravas de arena a eliminar: $d = 0,25$ mm

Temperatura de líquido: 11g C

El valor $Q=1,37$ m³/seg es Q_{med} y corresponde al valor de 3a. etapa.

El desreno conviene calcular con Q_{med} porque con $Q_{máx}$ de 3a. etapa va a suceder que en la 1a. etapa habrá velocidades reales muy bajas, con peligro de sedimentación.

Por el contrario, las rejillas conviene calcularlas con $Q_{máx}$ para evitar pérdidas de carga altas al avanzar la vida útil de las mismas (con Q_{med} el espaciamiento entre barrotes sería menor).



b) Velocidad horizontal

V_i 0,50 m/s: se adopta en función de probados diseños de origen europeo, como el que hemos elegido.

c) Sección transversal

Se adoptan 2 cuerpos desarenadores

$$F = \frac{1}{2} \left(\frac{1,37 \text{ m}^3/\text{s}}{0,50 \text{ m/s}} \right) = 1,37 \text{ m}^2 = l \times h$$

$$l/h = 5 \quad h = 0,523 \quad l = 2,62 \text{ m} \quad l \times h = 1,37 \text{ m}^2$$

$$d) \quad L_i = U \times \frac{h}{V_s} = \text{para } d = 0,25 \text{ mm} \quad V_s = 2,55 \text{ m/s}$$
$$t = 110 \text{ C}$$

$$L_i = 0,50 \times \frac{0,523}{2,55} = 10,255 \text{ m}$$

$$L = K L_i \quad K = (d; \% \text{ de sedimentación})$$

$$K = 2,04$$

$$d = 0,25 \text{ mm } \% = 90\%$$

$$L = 2,04 \times 10,255 = 20,92 \text{ m}$$

e) Tiempo de retención

$$= V/Q$$

$$V = 0,523 \times 2,62 \times 20,92 = 28,67 \text{ m}^3$$

$$= 42 \text{ s}$$

$$Q = 1,37/2 = 0,685 \text{ m}^3/\text{s}$$

f) Carga superficial

$$Ch = \frac{Q/2}{l \times L} = \frac{0,685 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \text{ s/n}}{2,62 \times 20,92 \text{ m}^2} = \frac{0,685 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \text{ s/n}}{54,81 \text{ m}^2} = 45 \text{ m}^3/\text{n}$$

g) Vertedero de salida

$$Q/1 = 0,685 \text{ m}^3/\text{s} / 2,62 \text{ m} = 0,2615 \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m de vertedero}}$$

y Según la fórmula de Rehbock y estimando $p = 1,40$ $h = 0,27$
 pues el caudal máximo $Q/1 = 0,314 \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m de vertedero}}$ $h = 0,31 \text{ m}$

h) Extracción de arena

La arena se colecta en la cuneta longitudinal.

La arena es extraída por un puente portando 2 air-lift.

Alimentado con aire por un compresor ubicado sobre el puente.

El air-lift es de alimentación axial y caudal máximo de 20 l/s
 (2,92% del caudal del tratamiento).

Consumo de aire comprimido 2,1 m³/min. Presión: 10 mca
 (compresor rotativo a paletas).

i) Canaleta de salida de arena

$$Q = 20 \text{ l/s} \quad v = 0,55 \text{ m/s} \quad S = \frac{Q}{v} = 0,0364 \text{ m}^2$$

Dimensiones 0,20 x 0,30

Verificación para la primera etapa

a) Datos básicos

Caudal normal a desarenar: 0,457 m³/s $Q/2 = 0,2285 \text{ m}^3/\text{s}$

Temperatura del líquido: 110 °C

Desarenador de 2 cámaras de $l = 2,62 \text{ m}$ $L = 20,92 \text{ m}$

b) Velocidad horizontal

La ubicación de un vertedero ajustable en el extremo del desarenador permitirá ajustarla en operación.

$$U = 0,30 \text{ m/s}$$

c) Sección transversal

$$F = \frac{Q/2}{0,30} = \frac{0,2285 \text{ m}^3/\text{s}}{0,30 \text{ m/s}} = 0,762 \text{ m}^2$$

$$l = 2,62 \text{ m} \quad h = 0,291 \quad l/h = 9$$

d) Longitud

$$L = K \frac{L_i}{V_s} = K U \frac{h}{V_s} = \frac{K}{V_s} U h \quad \frac{K}{V_s} = \frac{20,92}{0,30 \times 0,291} = \frac{20,92}{0,0873}$$

$$\frac{K}{V_s} = 237,43 \quad \text{Este valor asegura un \% de separación superior al 80\% aún para partículas de } d = 0,125 \text{ mm.}$$

e) Tiempo de retención

$$V = 20,92 \times 2,62 \times 0,291 = 15,95 \text{ m}^3 \quad Q/2 = 0,2285 \text{ m}^3/\text{s} \\ = 89,8 \text{ s.} = (1 \text{ min. } 30 \text{ s.})$$

f) Carga superficial

$$Ch = \frac{Q/2}{l \times l} = \frac{0,2285 \text{ m}^3/\text{s}}{2,62 \times 20,92} = \frac{0,2285}{54,81 \text{ m}^2} \times 3600 \text{ s/h} = 15 \frac{\text{m}^3/\text{h}}{\text{m}^2}$$

g) Vertedero de salida

$$Q/l = 0,2285 \text{ m}^3/\text{s} / 2,62 \text{ m} = 0,0872 \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m}}$$

Según Rehbock y estimando $p = 1,40$; $h = 0,13 \text{ m}$

Para caudal máximo 1a. etapa = $Q/1 = 0,15 \text{ m}^3/\text{s}$

m

$h = 0,15 \text{ m}$

Desarenadores - Cómputo de Obra Civil

Cuerpo principal - Dimensiones principales

Altura media: 2,65

Perímetro exterior: $(2 \times 26,07) + (2 \times 5,74) = 52,14 \text{ m} + 11,48 \text{ m} = 63,62 = 64 \text{ m}$

Base: $26,07 \times 5,74 = 149,64 \text{ m}^2 = 150 \text{ m}^2$

Longitud de divisiones interiores: $20,92 + 5,74 + 5,74 = 32,5 \text{ m}$

21 11,5

Longitud de canaletas: $(21,07 \times 2) + 5,74 = 47,88 = 48 \text{ m}$

Sección equivalente: $0,20 \times 0,50 = 0,1 \text{ m}^2/\text{m}$

Hormigón

Fondo: $150 \text{ m}^2 \times 0,20 = 30 \text{ m}^3$

Laterales: $(2,65 \times 64) = 170 \text{ m}^2 \times 0,15 = 26 \text{ m}^3$

Div. int.: $21 \text{ m} \times 0,20 = 4,2 \text{ m}^3$

5,9 = 6 m³

$11,5 \times 0,15 = 1,7 \text{ m}^3$

Canaletas: $48 \text{ m} \times 0,1 \text{ m}^2/\text{m} = 4,8 \text{ m}^3 = 5 \text{ m}^3$

67 m³

Detalles varios 1% 1 m³

68 m³

Hormigón pobre Sección equivalente $(0,40+0,40+0,90) \cdot 1 = 1,7 \text{ m}^2$

Longitud: $21,07 \times 2 = 42,14$

Volumen: $1,7 \text{ m}^2 \times 42,14 \text{ m} = 71,64 \text{ m}^3 = 72 \text{ m}^3$

Varios: (10%) 7 m³

79 m³

Revoques impermeables

Perímetro x altura = Laterales	170 m2
Base	150 m2
Div. interiores = $(32,5 \text{ m} \times 2,65) \times 2 = 172,25$	172 m2
Canaletas Interiores $(0,30 + 0,20 + 0,30) = 80$	
$0,80 \times 48 \text{ m} = 38,4 \text{ m2}$	<u>39 m2</u>
	531 m2
Varios no incluidos (15%)	<u>80 m2</u>
	611 m2

Excavaciones

Propias $(768,00 - 765,15) \times 150 \text{ m2} = 427,5 \text{ m3}$	=	428 m3
Perimetrales requeridos por construcción:		
$1 \text{ m} \times 64 \times 2,85 =$		<u>183 m3</u>
		611 m3

Precómputo de Equipos Electromecánicos y Elementos de FábricaRejas

01	Dos compuertas tipo recatas.Hg Fg 2.40 x 1.20	5.040
02	Guías, accesorios de izaje, etc.	1.400
03	Cuerpo de rejas tipo derecha con rastrillo. Barras rectangulares de 9,5 mm de espesor, ancho 50 mm y separación 35 mm. Accionamiento automático.	220.420
04	Varios no discriminados en items anteriores.	3.000

Desarenador

05	Puente metálico.ancho 6,34 m. Accionamiento eléctrico con reductor de velocidad.	45.920
06	Dos (2) Air Lift para extracción de arena.	3.600
07	Compresor rotativo a paletas 2.1 m3/min y meca de presión de descarga.	1.700
08	Accesorios para instalación air lift.	800
09	Sistema de almacenaje de arena para su posterior traslado.	700
	Total	A 282.500

=====

3.5.2 Postratamiento

Como tales, se considera únicamente la desinfección mediante un clorógeno, inyectado en la correspondiente cámara de contacto.

Las dimensiones de la cámara son las siguientes:

Largo: 40 m

Ancho: 3,50 m

Profundidad desde el coronamiento: 2,20 m

En 3.3.12.4 se han predimensionado los elementos constructivos básicos, a saber:

Hormigón armado: 96,6 m³

Excavación: 420 m³

Revoques S y R: 383 m²

En el caso del tratamiento 3.3 (recipientes profundos), por razones de forma y constructivas, el recipiente de contacto se ha dividido en dos; en el resto de los tratamientos es un solo recipiente.

Tiempo de contacto en 1a. etapa: $t = \frac{V}{Q} = \frac{616 \text{ m}^3}{2000 \text{ m}^3/\text{h}} = 0,308 \text{ h} = 18,5 \text{ min}$

Tiempo de contacto en 3a. etapa: $\frac{616 \text{ m}^3}{6000 \text{ m}^3/\text{h}} = 0,10 \text{ h} = 6,15 \text{ min}$

A estos tiempos de contacto deben sumarse el tiempo de contacto en la cañería de descarga, con la importante salvedad de que como se manifestó en otra parte de este Informe, no se recomienda -salvo casos muy graves y especiales para los cuales se ha previsto la estación de cloración- el uso rutinario de desinfectantes en el líquido tratado; vg., la planta Muñiz de OSBA no tiene cloración.

Por razones de seguridad, se ha preferido dejar los cilindros de gas cloro a la intemperie. Para el importante caudal a tratar, el cloro en forma gaseosa es el único desinfectante apropiado.

3.5.3 Playas de secado

Se han dimensionado en 3.1.16.

Precómputo de equipos electromecánicos y:

Item	Elementos de Fábrica	
	Cloración	
01	Cañería Ø 0,800 longitud 100 m	49.200
02	Accesorios Ø 0,800	4.000
03	Sistema de cloración con gas cloro compuesto por:	
	2 cloradores de dosificación por vacío con inyector	
	hidráulico incorporado.	
	2 bombas de agua limpia tipo Booster	
	2 Manívol de gas cloro (tambores)	
	2 líneas de ecualización de cloro líquido	117.100
	1 conjunto de válvulas de aislación, conectores	
	y flexibles	
	1 detector de jugos de gas cloro, de estado sólido	
	1 conjunto de línea de dosificación en PVC con su	
	correspondiente inyector.	
Total		170.300

Playas de secado de fangos

04	40 compuertas de madera 0,60 x 0,30	7.350
05	40 recatas y accesorios	6.430
06	800 m cañería PVC diám. 110 mm (RCP)	13.440
07	220 m cañería PVC diám. 160 mm (RCP)	5.480
08	42 cámaras de inspección (400 x 400 mm)	3.770
09	200 m cañería PVC diám. 250 mm (RCP)	<u>12.480</u>
	Total	48.950

Equipos electromecánicos y elementos de fábricaElementos comunes a todas las alternativasCosto total:

Rejas + desarenador:	A	282.500
Cloración:	A	170.300
Playas de secado:	A	<u>48.950</u>
Total:	A	501.750



3.6 ANALISIS DE LA CAPACIDAD DE AUTODEPURACION DEL LAGO NAHUAL HUAPI

Tres han sido las alternativas consideradas para la disposición final del efluente cloacal tratado: su descarga en las nacientes del río Limay; su tratamiento en lagunas con posterior descarga indirecta en el lago; y la descarga directa en este. Por razones expuestas en anteriores informes la solución que ha debido adoptarse ha sido la citada en último término.

La descarga del efluente tratado en el Limay ha sido descartada en razón de presentar dos serios inconvenientes: en primer lugar porque para épocas de estiaje implicaría una sobrecarga orgánica que reduciría el nivel de oxígeno disuelto a valores críticos para el desarrollo normal de los salmónidos; adicionalmente porque obligaría a construir una obra de conducción de muy elevado costo, tanto en la variante por tubería como por canal.

La segunda posible disposición del efluente cloacal, correspondiente al tratamiento en lagunas, que por diversas razones se considera comparativamente inconveniente, implica sólo una modalidad singular de descarga en el lago, ya que superficial o subterráneamente terminaría descargando en él. Por tal razón debería satisfacer similares exigencias de calidad que en el caso de una descarga directa al lago.

En el caso de las lagunas, en las que prácticamente no se logra reducción de los tenores de nitrógeno y fósforo, se requerirían tratamientos adicionales para tornar al líquido tratado de calidad equivalente a la de los procedimientos recomendados, que son dos variantes de aereación extendida (Carrousel y Recipientes Profundos).

Dada la gran importancia que reviste la preservación de las condiciones ambientales naturales del área turística del Nahuel Huapi se considera ineludible la adopción de métodos avanzados de tratamiento de alta depuración y de comprobada eficacia bajo las condiciones locales, y que

cumplan a la vez requisitos de economicidad. La existencia en la comunidad local de una conciencia militante sobre la necesidad de preservar las condiciones ambientales naturales acentúan aún más la necesidad de adoptar soluciones de alto grado de seguridad en cuanto a la calidad del efluente a volcar en el lago. Tal como se ha señalado, de las distintas alternativas de tratamiento examinadas, las de aereación extendida son las que mejor se ajustan a tales pautas, asegurando un alto grado de depuración del líquido cloacal, con reducción en DBO no menor del 90%, que resulta muy satisfactoria dado el alto nivel de oxígeno disuelto en las aguas del lago, informado en antecedentes que han sido de gran utilidad.

Ambas soluciones recomendadas también proporcionan una significativa reducción de la carga de nutrientes (N y P), con eventual aplicación de tratamiento terciario, que son los potenciales generadores de condiciones de eutrofización, imprescindibles de evitar en el caso del Lago Nahuel Huapi. De acuerdo con nuestro especialista en la materia, el Ing. Walter Catagnino, el de mayor relevancia es el aporte de fósforo, avalado esto por una importantísima experiencia mundial.

Según los análisis realizados en el curso del estudio, el líquido cloacal de Bariloche presenta un contenido comparativamente bajo de fósforo (valores de fosfato de 1,6 a 5,5 mg/l), de nivel equivalente al adoptado en los parámetros de diseño como valor admisible para el volcado en el lago. Por ello tratamientos adicionales para la reducción del nivel de fósforo constituyen medidas de carácter eventual, cuya necesidad no puede dilucidarse en forma fundada con la información actualmente disponible.

En efecto, se requiere en primer término una adecuada evaluación del balance global de fósforo en el lago, con cuantificación de ingresos, transformación y salidas, ya que las magnitudes involucradas en el ciclo natural podrían tornar irrelevante el aporte adicional de fósforo del efluente cloacal tratado, bajo un examen global del problema.

Para establecer la necesidad de implantar o no tratamientos terciarios y el nivel de los mismos, también será menester llevar a cabo un seguimiento sistemático de la evolución de la composición del agua del lago en las proximidades de la descarga, cuya información será insustituible para adoptar resoluciones adecuadas al respecto.

Por ello se prevé en el curso de la Segunda Etapa del estudio preparar, con el asesoramiento del Ing. Walter Castagnino, un programa detallado de tareas a desarrollar a mediano plazo, de ejecución simple, para ir reuniendo progresivamente información sobre las consecuencias de la descarga del efluente cloacal en el lago y sobre la necesidad de adoptar medidas precautorias para preservar allí las condiciones ambientales.

Al solo título ilustrativo se reseña seguidamente un probable temario del programa de tareas que podría implementarse para evaluar el comportamiento futuro del lago ante la descarga del efluente cloacal tratado, cuya formulación definitiva integrará la Segunda Etapa del estudio.

Balance Global de Fósforo:

- Aforos, muestreo y análisis periódicos de algunos afluentes importantes y representativos para cuantificar sus aportes de fósforo al lago.
- Delimitación de cuencas de aporte y caracterización de sus suelos y condiciones de uso de la tierra, en relación al ciclo del fósforo.
- Posible correlación entre los contenidos de fósforo de los afluentes aforados y las características y condiciones de uso de sus cuencas.
- Por extrapolación ponderada, evaluación para el total de su cuenca del probable aporte total de fósforo al Lago Nahuel Huapi.

- Evaluación de salidas de fósforo por la descarga del Limay, mediante muestreo y análisis periódicos, con determinación de los caudales respectivos.
- En base a la bibliografía y a la experiencia de otros países, apreciación de los probables cambios en el fósforo, que bajo condiciones naturales se operarían dentro del lado.
- Evaluación, al menos para un ciclo hidrológico anual completo, de un primer balance global de fósforo, cuantificando aproximadamente entradas, transformación y salidas.

En base a lo precedente, con inevitable imprecisión que no afectará la utilidad de los resultados, podrá apreciarse la importancia relativa del aporte de fósforo de la descarga cloacal al lago, que parecería ser no relevante, pero que deberá conocerse en su orden de magnitud para poder pronosticar la evolución del problema a largo plazo.

La presunción de tal irrelevancia se apoyaría en los siguientes elementos de juicio:

- . En la etapa final del proyecto (30 años) el volumen anual descargado por la cloaca en el lago será del orden de 30-40 hm³/año, respecto al aporte del ciclo hidrológico natural, del orden de los 7.000 hm³/año, lo que representa una bajísima relación de 1:500.
- . Reafirman, además, el reducido impacto que tendría la descarga cloacal en el lago la comparación de las siguientes relaciones:
- A lo largo de los 30 años de vida previstos para el proyecto, el volumen total descargado por la cloaca en el lago sería sólo del orden de los 700 hm³.
- El volumen de agua almacenado en el lago, de acuerdo con información obrante en el Informe Parcial N° 1, sería del orden de los 70.000 hm³, es decir una 100 veces mayor que el valor precedente.

- En el lapso de 30 años el aporte del ciclo hidrológico natural al lago será del orden de los 210.000 hm³, o sea 300 veces el aporte de la cloaca.

De lo anterior resultaría que, aunque en definitiva fueran necesarios tratamientos adicionales para reducir el nivel de nutrientes del efluente tratado, podrían posponerse durante un largo plazo sin afectar las condiciones ambientales que se procura preservar.

Se confirma, también, la conveniencia de que la obra de descarga penetre suficientemente en el lago para descargar a importante profundidad y dentro de una gran masa de agua. Con ello se logrará una mejor dilución del líquido cloacal, que atende la concentración de nutrientes que pudieran originar allí problemas localizados de crecimiento de fitoplankton.

Como consideraciones adicionales que respaldarían la probable reducida incidencia del efluente tratado sobre las condiciones imperantes en el lago, cabe agregar lo siguiente:

- . De acuerdo con los análisis efectuados, tal como ya se indicó, el líquido cloacal presenta un nivel relativamente bajo de fósforo, lo que unido a su escasa proporción volumétrica permite suponer que, al menos por largo plazo, difícilmente podrá revertirse el equilibrio natural actual.
- . La generalizada ausencia de fitoplankton en el lago constituye un claro indicador de que si no se producen cambios de proporción fundamental en el nivel actual de nutrientes del lago difícilmente se produzcan alteraciones negativas en las condiciones ambientales que se procura preservar.

El programa a formular incluirá, además, un periódico control de las características cuali-cuantitativas del efluente tratado, así como el seguimiento de la composición del agua del lago en la zona aledaña a la

descarga, con determinaciones periódicas de sus características de interés a distintas profundidades.

En informes anteriores hemos hecho referencia a las conclusiones del estudio de los Ingenieros Nogensen y Ortiz acerca de la contaminación del lago por los desagues cloacales, a las que nos remitimos por razones de brevedad.

Nos ha parecido conveniente acompañar al presente análisis un estudio bastante detallado realizado en setiembre de 1976 por el Laboratorio de Obras Sanitarias de la Nación, en esa época a cargo de las instalaciones sanitarias del distrito Bariloche.

La conclusión a que arriba dicho estudio establece que a 50 metros de la costa se pone en evidencia la ausencia de contaminación química y contenido bacteriológico correspondiente a aguas naturales superficiales.

A pesar del tiempo transcurrido, cabe señalar que en ese entonces (1976) la red cloacal en servicio era sensiblemente similar a la actual, siendo las poblaciones registradas las siguientes:

<u>Población</u>	<u>1976</u>	<u>1984</u>
Estable	41.000	56.000
Turística	431.473	455.419

Lo que antecede permite convalidar dentro del grado de aproximación razonable para estos casos la validez actual de los resultados de 1976 y con mayor razón los posteriores resultantes del estudio de Nogensen y Ortiz citado.

CONSIDERACIONES ADICIONALES SOBRE LA CAPACIDAD DE AUTODEPURACION DEL LAGO NAHUEL HUAPI

Según la información de un trabajo presentado al 12º Congreso Nacional del Agua realizado en Mendoza en 1985, titulado : "Relaciones entre Visibilidad, Fosforo Total y concentración de Clorofila en 32 Lagos Patagónicos, Argentina", el Lago Nahuel Huapi es uno de los que presenta mejores condiciones naturales, expresadas en los indicadores que definen la existencia o no de condiciones de eutricación. Los valores son :

- Lectura del disco Secchi (LS)	12,5 m
- Clorofila Total (CHL)	0,41 mg/m ³ .
- Fósforo Total (PT)	3,8 mg/m ³ .
- Nitrógeno Orgánico Total (NOT)	15 uM
- Color Real (COL)	5 (Hazen)

Analizando el contenido de fósforo, como principal responsable de problemas de eutricación, podría asumirse que sería posible un incremento muy grande del mismo en el área influida por la descarga del efluente cloacal de Bariloche sin serios problemas de desmejoramiento del lago; esto examinado los valores que registran otros lagos patagónicos sin problemas de eutricación, por ejemplo el Huechulafquen, con PT = 13,5 mg/m³.

Si se admitiera un incremento de la concentración en la zona influida por la descarga del orden de 20 mg/m³ y se toma como volumen de lago directamente influido por la descarga mensual del efluente cloacal unos 50 Hm³, se podría incorporar al lago alrededor de 1.000 kg/mes de fósforo sin afectar puntualmente las condiciones del mismo.

Suponiendo que en los primeros años de funcionamiento de la planta de tratamiento cloacal se descarguen unos 15 Hm³/año (36 hm³ x 100.000/260.000 Hab), se tendría un promedio mensual del orden de 1,25 hm³/mes de aporte con una concentración media de alrededor de 4 ppm. implicaría un aporte mensual de fósforo al lago de unos 5.000 kg/mes, esto es cinco veces el admisible bajo las hipótesis del párrafo anterior.

Para estimar el volumen en que mensualmente se diluiría la descarga cloacal se ha hecho el siguiente análisis simplificado :

- Si el lago tiene un volumen del orden de 70.000 hm³ y el aporte medio del ciclo hidrológico natural es de unos 7.000 hm³/año habría una renovación del volumen de agua en el lago cada 10 años.
- El lago tiene un desarrollo total del orden de 70 km según su eje mayor, por lo que el volumen que descarga anualmente el lago se desplazaría a razón de 7 km/año (70 km/10 años).
- Se supone que la descarga cloacal se diluye en el volumen de agua ubicado hasta 1 km de la costa, que en 0,6 km de ancho tiene alrededor de 50 hm³ (0,6 km es la sección de lago que se desplaza mensualmente frente a la descarga = 7 km/12 meses).

Puede suponerse que en realidad la dilución de la descarga cloacal se hará en un volumen mayor que el así determinado por el efecto de oleaje y corrientes del lago, pero debe tenerse en cuenta que la dilución en esa masa de agua no será uniforme, sino mucho menor en proximidades de la descarga. Por ello habrá sectores con concentración de fósforo mucho más alta que la media.

Tomando la referida velocidad de avance de la masa de agua en el lago puede suponerse que el agua afectada por la descarga cloacal será evacuada del lago en un lapso del orden de 1 1/2 años (11 km hasta la descarga x 7 km/año), y que esa contaminación afectará uno de los

sectores de menor interés turístico y quizás más afectado por el oleaje, por lo que los procesos potenciales de eutroficación serían menos relevantes.

Este análisis simplificado puede conducir a una apreciación del problema no suficientemente ajustada a la realidad, ya que el fenómeno de degradación potencial del lago que se procura evitar es de una gran complejidad, prácticamente imposible de interpretar correctamente en forma teórica. Por ello el único camino adecuado es llevar a cabo un programa de seguimiento de la evolución del fósforo en el lago, como el que se propone.

A modo de síntesis podría expresarse que el aporte de fósforo al lago en el corto y mediano plazo (tiempo requerido para efectuar la investigación propuesta) no causaría problemas preocupantes en el sentido de generar serios problemas de degradación, pero tampoco carece de importancia como para desatenderlo.

Buenos Aires, 8 de setiembre de 1976.-

SERORA GERENTE DE EXPLORACION:

De acuerdo con lo programado por esta División, se procedió a efectuar un estudio de composición del líquido cloacal de la ciudad de SAN CARLOS DE BARILECHE, provincia de RIO NEGRO.

El líquido cloacal, sin previo tratamiento, descarga directamente al lago Manuel Muari.

Se extrajeron muestras horarias durante 14 días consecutivos y a partir de ellas, dos muestras compuestas diarias de 12 horas cada una. El sitio de extracción fue después de las rojas. Los valores promedio de los resultados de los análisis revelan que se trata de un líquido cloacal diluido.

Se adjuntan cuadros y gráficos comparativos de la composición del líquido cloacal durante los distintos días de la semana y tabla de valores promedio.

Además se efectuó un estudio de contaminación en la zona de influencia de la descarga cloacal en el lago Manuel Muari. Para el mismo se fijaron quince puntos de extracción de acuerdo al croquis que se acompaña; donde la descarga de OBRAS SANITARIAS DE LA NACION hasta la del CUARTEL DEL CUERPO DE FUERZAS ARMADAS ARGENTINAS, los sitios de extracción fueron:

- Muestra N° 1: 200 m antes de la descarga del líquido cloacal y a 50 m de la costa.
- Muestra N° 2: Frente a la descarga del líquido cloacal y a 50 m de la costa.
- Muestra N° 3: 200 m después de la descarga del líquido cloacal y a 50 m de la costa.
- Muestra N° 4: 100 m antes de la descarga del líquido cloacal y a 100 m de la costa.
- Muestra N° 5: 100 m después de la descarga del líquido cloacal y a 100 m de la costa.
- Muestra N° 6: Frente a la desembocadura del arroyo Siraco y a 50 m de la costa.
- Muestra N° 7: 200 m después de la desembocadura del arroyo Siraco y a 50 m de la costa.

Muestra N° 8: A 50 m de la costa, frente al A.C.A.

Muestra N° 9: Frente a la desembocadura del arroyo sin nombre y a 50 m de la costa.

Muestra N° 10: Frente al Hotel Varileche y a 50 m de la costa.

Muestra N° 11: Frente al Barrio Melipal y a 50 m de la costa.

Muestra N° 12: Frente a la bahía Playa Bonita y a 50 m de la costa.

Muestra N° 13: A 200 m antes de la descarga del CUARTEL DEL CUERPO DE MONTEÑA DEL EJERCITO ARGENTINO y a 50 m de la costa.

Muestra N° 14: Frente a la descarga del Cuartel y a 50 m de la costa.

Muestra N° 15: 200 m después de la descarga del Cuartel y a 50 m de la costa.

Se efectuaron dos muestreos: uno a la mañana y otro por la tarde. En ambos casos, los análisis químicos y bacteriológicos ponen en evidencia que se trata de un líquido prácticamente sin contaminar pues encontramos oxígeno disuelto con un valor mínimo de 10,6 mg/l, una demanda bioquímica de oxígeno que va de < 0,5 mg/l a 2,1 mg/l y amoníaco con valores que van de < 0,01 mg/l a 0,25 mg/l, en la muestra N° 12, extraída por la tarde. Sin embargo, hay un ligero aumento de contaminación en las muestras extraídas por la tarde con sus homólogos de la mañana, aunque el mismo no es significativo.

Como una comprobación del poder de autodepuración que tiene el lago Rafael Haapi y la dilución de los efluentes contaminantes, se extrajo una muestra en el lago, sobre la costa, en la descarga del CUARTEL DEL CUERPO DE MONTEÑA DEL EJERCITO ARGENTINO. Esta muestra fue extraída en el mismo sitio que la muestra N° 14, pero con la diferencia que la primera fue extraída en la costa y la N° 14 a 50 m de la misma.

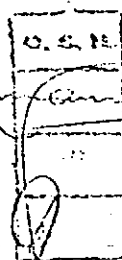
Comparando los resultados vemos que la muestra extraída en la costa presenta una contaminación de tipo cloacal, puesta en evidencia por el contenido de nitrógeno amoniacal 8,7 mg/l y la presencia de bacterias Coli 6.900.000 N.M.P./100 ml.; el oxígeno disuelto que en la muestra N° 14 tiene un valor de 9,8 mg/l disminuye a 0,6 mg/l y la demanda bioquímica de oxígeno va de < 0,5 mg/l a 28 mg/l.

Se puede concluir que a 50 m de la costa los análisis realizados ponen en evidencia ausencia de contaminación química y un con-

trabajo bacteriológico correspondiente a aguas naturales superficiales.

Por último, se extrajeran muestras de efluentes industriales en nuevos establecimientos, los cuales descargan a coladera o al alcantarillado, pero en tales casos el destino final es el Lago Nahuel Huapi. De las nuevas industrias, debe no cumplir con las normas de vertimiento.

Ente.-



[Handwritten signature]

EL SEÑOR D. JESÚS JONES DE JORDAN.
JEFE DEPARTAMENTO LABORATORIOS
CHILENOS

3.7 Cañería de descarga al lago Nahuel Huapi

Long. en tierra: 100 m

Long. en agua: 200 m

Diámetro: 100 m, para $Q = 1,37 \text{ m}^3/\text{seg.}$ $j = 0,003$

Profundidad en el punto de descarga: -20 m

Materiales: PRFV

Volumen de muertos de hormigón

Van cada 25 m Tenemos:

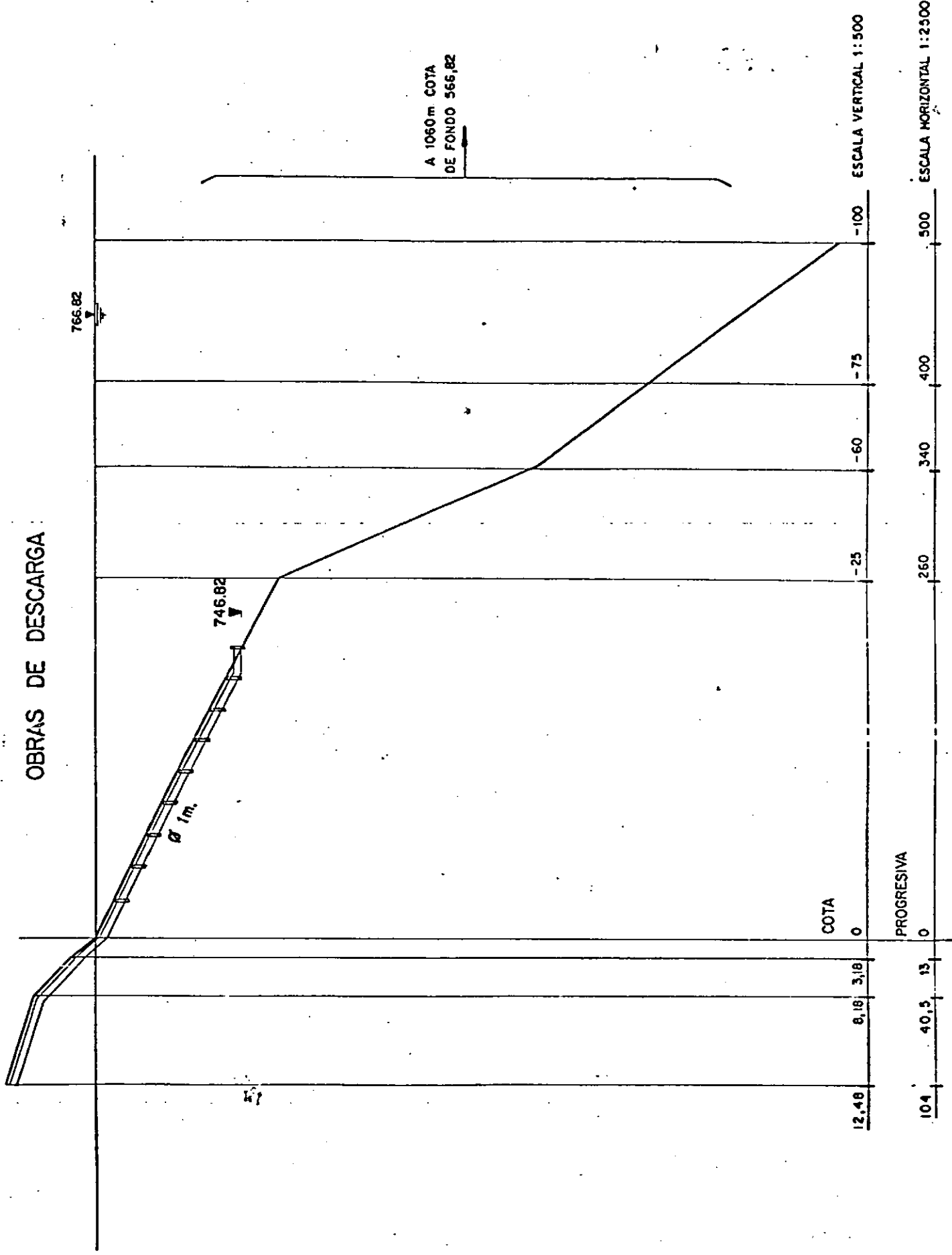
 $0,16 \text{ m}^3 \text{ c/u} \times 8 = 1,3 \text{ m}^3$ Excavación en tierra: 225 m³PreciosExcavación: $225 \text{ m}^3 \times 14,5 \text{ A/m}^3 = 3260$ Hormigón muertos: $1,3 \text{ m}^3 \times 283 = 370$

Cañería (provisión y colocación)

 $= 300 \text{ m} \times 850 \text{ A/m} = \underline{255.000}$

Total 258.630

OBRAS DE DESCARGA



Alternativa solicitada por el CFI

En nota del CFI de fecha 29 de diciembre de 1987, se solicita al Consorcio el estudio de una alternativa de descarga ubicada a 350 metros en dirección NE de la descarga prevista precedentemente.

En los considerandos de tal solicitud se comenta que en tal ubicación, la acción de los vientos dominantes permitirá alejar de la costa la presencia del líquido cloacal, eliminando el deterioro -entre otros- de los aspectos estéticos.

Sobre el citado pedido, el Consorcio desea efectuar algunas consideraciones, a saber:

- 1) La acción de barrido superficial de vientos dominantes (o cualquier viento) se produce en relación a líquidos cloacales o industriales sin tratamiento de ninguna especie, arrojados en la costa y superficialmente, como actualmente en Bariloche.
- 2) En nuestro caso, se trata de un efluente tratado a fondo, con retención total de objetos importantes en rejas y eliminación de más del 90% de sólidos suspendidos, lo mismo que de la DBO.
- 3) La descarga del líquido tratado se efectúa a 260 metros de la costa en un punto situado a 20 metros de profundidad, es decir en una ubicación totalmente distinta a la definida en 1).
- 4) La traza en tierra de la descarga propuesta se ubica en un 50% de su longitud en terrenos privados (INTA) lo que obligaría a expropiación de los mismos y posiblemente a serios inconvenientes de ubicación de la cañería y sus bocas de registro, al avanzar sobre zonas edificadas.
- 5) La mayor longitud de la traza, a precios establecidos en el numeral 3.7., involucra un mayor costo sobre la alternativa básica de:

$$350. \text{ m } \times 850 \text{ A/m } = \text{ A } 297.500$$

Compartimos la preocupación del CFI y de la DPA por lograr la mejor solución de descarga, la que puede obtenerse, de acuerdo al análisis precedente, con la solución básica.

.8 GASTOS DE EXPLOTACIÓN Y MANTENIMIENTO

.8.1 Determinación del plantel de explotación personal para alternativas 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4

Aclaraciones de carácter general para todas las alternativas

Se ha definido una cuadrilla "tipo" común para todos los casos de tratamiento, ya que las alternativas estudiadas son sensiblemente similares en maniobrabilidad y elementos de comando y control, estos últimos completamente estandarizados en la actualidad.

Esta simplificación es compatible con el nivel de anteproyectos preliminares destinados a compararse y eliminarse entre sí, para seleccionar solamente uno a desarrollar con más detalle.

La diferencia de consumos entre diagramas unifilares y textos corresponde a potencias instaladas y efectivas.

El costo de la energía para el cálculo económico correspondiente se explicita en el programa de computación, originado a su vez en el Informe No 2 (Tarifas de la Cooperativa de Electricidad de Bariloche, CEB).

1a. Etapa

Jefe de Planta (1)

Laboratorista (1)

Oficiales : 2 x turno x 4 turnos

Ayudantes : 2 x turno x 4 turnos

Costo plantel : 8.400 A/mes = 100.800 A/año.

El costo incluye cargas sociales y el 4º turno se destina a tener en cuenta reemplazos, vacaciones, etc.

2a. y 3a. Etapa

Años : 2000 a 2010

2010 a 2020 respectivamente.

Para todas las alternativas, se aumenta el plantel (en costo) un 50% en cada etapa. Se tiene entonces :

Alternativa	2a. Etapa	3a. Etapa
3.1, 3.2, 3.3 y 3.4	151.200 A/año	201.600 A/año

8.2 Consumo eléctrico tratamientos (horario)1a. EtapaAlternativa 3.1.

S.P. : 30 kwh

S.S. : 30 kwh

Bombas tornillo : 60 kwh

Bombas barro : 10 kwh

Pre y post trat. : 5 kwh

Calefacción dig. : 30 kwh

Varios : 10 kwh

Total 175 kwh

Alternativa 3.2.

S.P. : 30 kwh

S.S. : 30 kwh

Bombas tornillo : 60 kwh

Bombas barro : 10 kwh

Sopladores : 145 kwh

Pre y Post.trat : 5 kwh

Calefacción dig.:	30 kwh
Varios:	<u>10 kwh</u>
Total:	320 kwh

Alternativa 3.3.

Aereadores :	382 kwh
Bombas tornillo :	112 kwh
S.S. :	30 kwh
Bombas lodos :	20 kwh
Pre y post trat.:	5 kwh
Varios :	<u>10 kwh</u>
	559 kwh

Alternativa 3.4.

Sopladores :	417 kwh
Hélices :	73 kwh
Bombas tornillo :	60 kwh
S.S. :	30 kwh
Pre y post trat.:	5 kwh
Varios :	<u>10 kwh</u>
	595 kwh

2a. y 3a. etapas

Se duplican y triplican respectivamente los consumos para cada alternativa.

8.3 Mantenimiento para alternativas 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4

Comprende aceite, grasa y pequeñas reparaciones.

Costo anual : $250 \text{ A/mes} \times 12 \text{ meses} = 3000 \text{ A/año}$

para 2a. etapa : $= 4500 \text{ A/año}$

para 3a. etapa : $= 6000 \text{ A/año}$

9. Resúmen precálculos y presupuestos
 9.1. Resúmen precálculos obras civiles

274

tem	S E C T O R	Elementos	Hormigón	Excavación	Revoques
<u>Percoladores (3.1)</u>		Filtrantes	Armado	M3	M2
Cámara de carga	-	63	90	284	
Sedimentadores primarios (2)	-	1180	1600	2850	
Percoladores ppd. (2)	-	2390	-	7164	
Sediment. secundarios (2)	-	980	4706	2120	
Digestores separados (6)	-	840	-	2591	
Estructuras varias	-	20	100	200	
Material filtrante		8064	-	-	-
TOTALES		8064	5473	6496	15209

Barros activados - Idem (3.2)

Cámara de carga	-	63	90	284	
Sed. primarios	-	1.180	1.600	2.850	
Reactores biológicos	-	680	4.000	2.410	
Sed. secundarios	-	980	4.706	2.120	
Digestores separados	-	840	-	2.591	
Estructuras varias	-	20	100	200	
TOTALES			3.763	10.496	10.455

Recipientes profundos - IDEM (3.3)

Cámara de carga	-	63	90	284	
Cámara de anoxia (relleno)	-	1344	3640(*)	1844	
Reactores biológicos	-	3310	13000	3024	
Clarificadores secundarios	-	2764	20000	6312	
Estructuras varias	-	25	-	120	
TOTALES			7506	26730	11584

Barrousell - IDEM (3.4)

Cámara de carga	-	63	90	284
Cámara de ingreso y recirc.	-	21	-	129
Reactores	-	3468	19236	10948
Cámara intermedia	-	10	9	42
Cámara carga a decantadores	-	21	40	116
Decantadores	-	820	12800	3676
Cámara de barro	-	18	-	73
Movimiento de barro	-	47	135	258
Espesador de barro	-	195	2314	734
TOTALES	-	4663	36624	16260

3.9.2 Resumen precios Obra Civil - 1a. Etapa
 Para alternativas de tratamiento

ITEM	A L T E R N A T I V A S											
	3.1			3.2			3.3			3.4		
	Cantidad	A/U	Subtotal	Cantidad	A/U	Subtotal	Cantidad	A/U	Subtotal	Cantidad	A/U	Subtotal
(m3) Hormigon armado	5473	283	1548860	3763	283	1064929	7511	283	2124200	4663	283	1319630
(m3) Movim. de suelo	6496	4	25984	10496	4	41984	26730	4	106920	36624	4	146500
(m2) Revocos	15209	4	60836	10455	4	41820	11584	4	46336	16260	4	65040
(m3) Mater. filtrante	8064	920	7418880	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Obras basicas comunes	-	-	617960	-	-	617960	(1)	-	587300	-	-	617960
Total de c/alternativ.			5,572,520			1,766,693			2,864,760			2,149,530

Referencias:

- 3.1 Percoladores
- 3.2 Barros activados
- 3.3 Recipientes profundos
- 3.4 Carrousel

(1) Se descuenta cámara de contacto por incluirse en la estructura principal de cada etapa.

3.9.3 Precios Obras Civiles Básicas Comunes y Complementarias

Etapa	Norm. Arado (m3)			Mov. de suelos (m3)			Revoques (m2)			Total A
	Cant.	A/V	Subtotal	Cant.	A/V	Subtotal	Cant.	A/V	Subtotal	
Cámara de rejías	31	283	8770	128	14.5	1860	126	4	500	11.130
Desarenador	68	283	19240	611	14.5	8860	611	4	2440	30.540
Cámara de contacto	97	283	27450	420	4	1680	383	4	1530	30.660
Plavas de secado (mampostería)	1000	78	78000	2100	4	8400	6000	4	24000	110.400

Cerco perimetral	1100 m x 30 A/m	= A 33.000
Casa encargado y depósito	150 m2 x 460 A/m2	= A 69.000
Caminos	1800 m2 x 40 A/m2	= A 72.000
Cañerías domiciliarias	300 m x 10 A/m	= A 3.000
<u>Obra de descarga al lago</u>	Ver 3.7	= A 258.630

A 177.000



3.9.4 RESUMEN PRECIOS OBRAS CIVILES BASICAS COMUNES Y COMPLEMENTARIAS PARA
CADA ALTERNATIVA - PRECIOS DIC/86 (*)

ALTERNATIVAS		PRECIOS	
3.1	11.130+30.540+30.660+110.400+177.000+258.630	A	617.960
3.2	11.130+30.540+30.660+110.400+177.000+258.630	A	617.960
3.3	11.130+30.540+30.660+110.400+177.000+258.630	A	617.960
3.4	11.130+30.540+30.660+110.400+177.000+258.630	A	617.960

Nota: las obras civiles básicas comunes, se construyen en la 1a. etapa
y sirven a todas las etapas.

(*) Referencia: Ver desglose planilla "Precios Obras Civiles básicas
comunes y complementarias.

3.9.5 RESUMEN PRECIOS EQUIPOS ELECTROMECHANICOS Y ELEMENTOS DE
FABRICA-1a.ETAPA

Para alternativas de tratamiento

Precios Dic/86

ALTERNATIVA	PRECIO	ELEMENTOS COMUNES	TOTAL
3.1	2.997.840	501.750	3.499.590
3.2	2.870.290	501.750	3.372.040
3.3	2.371.140	501.750	2.872.890
3.4	2.493.600	501.750	2.995.350

3.9.6 RESUMEN PRECIOS DE INVERSION :

Para alternativas de tratamientoPrecios Dic/86

ALTERNATIVA	AÑO		
	1990 (1)	2000 (2)	2010 (3)
3.1	13.172.110	12.052.670	12.052.670
3.2	5.138.733	4.019.293	4.019.293
3.3	5.737.650	4.679.260	4.679.260
3.4	5.144.880	4.025.170	4.025.170

Explicación

Inversión en 1990: suma de los totales correspondientes a los numerales 3.9.2 y 3.9.5

Inversión en 2000: ídem menos rubro "elementos comunes" de ambos numerales citados

Inversión en 2010: ídem ídem año 2000

Comparación económica de alternativas

Se ha desarrollado en el capítulo 3 el estudio técnico económico de las alternativas de tratamiento solicitados por el C.F.I.

Los costos de inversión y mantenimiento son muy similares para las alternativas 3.1, 3.3 y 3.4 y más económico para la 3.2 (planilla 1).

Ahora bien, en los casos 3.1 y 3.2 el rendimiento en reducción de DBO y SS es del 75% en cada contaminante, nivel que está muy debajo de lo requerido en los Informes Nros. 1 y 2 aprobados por el C.F.I (90% mínimo).

Las alternativas 3.3 y 3.4 cumplen este requerimiento, por lo que para que la comparación tenga cierta homogeneidad se debe aumentar los rendimientos de 3.1 y 3.2 respectivamente.

Para ello y aún sin llegar al 90%, agregamos etapas biológicas en serie en los dos casos citados, por lo que deben incluirse nuevas instalaciones y equipos según se detalla a continuación.

En planilla 2, el total para 3.1 es ya muy alto y el de 3.2 se va acercando a los casos 3.3 y 3.4.

Sucede que los dos primeros sistemas son de tecnología y concepto antiguo, cuando la contaminación era menor y se la conocía menos y las técnicas de ingeniería Sanitaria tenían aún insuficiente desarrollo (década años 40/50).

Es decir, que si llevamos el caso 3.2 al nivel de los sistemas actuales - incluyendo para ello tratamiento de NyP - tendrá un costo del orden de los dos últimos, pero no tiene sentido establecer un complicadísimo proceso de aproximaciones sucesivas cuando el resultado puede lograrse de una sola vez, por aplicación de tecnologías actuales.

Plus Percoladores 3.1

	<u>Mat.Filt.</u>	<u>Ho Ao</u>	<u>Exc.</u>	<u>Revoques</u>
Percoladores (2)	8064	2390	--	7164
Cámaras	<u>-</u>	<u>20</u>	<u>30</u>	<u>95</u>
Total	8064	2410	30	7259

Montos de inversión

Mat. Filtrante	8064	x	920 A c/u	=	7.418.880
Horm. armado	2410 m3	x	283 A/m3	=	2.217.200
Excavación	30 m3	x	4 A/m3	=	120
Revoques	7259 m2	x	4 A/m3	=	29.036
Brazos de distribución					702.580
Cañerías de interconexión (aprox.)				=	<u>80.000</u>
Total para 3.1)					10.447.816

Plus Barros activados (3.2)

	<u>Ho Ao</u>	<u>Exc.</u>	<u>Revoques</u>
Reactores biológicos	680	4000	2410
Cámaras	<u>20</u>	<u>30</u>	<u>95</u>
Total	700	4030	2505

Montos de inversión

Hormigón Armado	700 m3	x	283 A/m3	=	198.100
Excavación	4030 m3	x	4 A/m3	=	16.120
Revoques	2505 m2	x	4 A/m3	=	10.020
Cañerías de interconexión (aprox)				=	80.000
Dispersores de aire				=	31.200
Compresores de aire y accesorios				=	37.500
Plus cableado y tableros				=	<u>140.000</u>
					612.940

Consumo eléctrico alternativa 3.2 en plus

Sopladores	145 Kwh + 320	=	465 Kwh (1ª etapa)
	290 Kwh + 640	=	930 Kwh (2ª etapa)
	435 Kwh + 960	=	1395 Kwh (3ª etapa)

PLANILLA 1

ANO	3.1	3.2	3.3	3.4
1990	13530491	5649792	6531024	5945501
1991	360976	513654	765310	803216
1992	363667	516346	768001	805907
1993	366458	519136	770792	808698
1994	369352	522030	773685	811591
1995	372352	525030	776685	814592
1996	375463	528141	779796	817703
1997	378689	531367	783022	820929
1998	382034	534712	786367	824273
1999	385502	538180	789836	827742
2000	13265672	4950011	6670539	6122922
2001	629146	934502	1437813	1513626
2002	633072	938428	1441740	1517552
2003	637145	942501	1445812	1521625
2004	641370	946727	1450038	1525850
2005	645754	951110	1454421	1530233
2006	650301	955657	1458968	1534780
2007	655018	960374	1463685	1539498
2008	659912	965268	1468579	1544391
2009	664988	970344	1473655	1549468
2010	13719084	5383831	7528285	7018573
2011	912149	1370183	2125149	2238868
2012	918011	1376045	2131011	2244730
2013	924098	1382132	2137099	2250818
2014	930420	1388455	2143421	2257140
2015	936986	1395020	2149987	2263706
2016	943804	1401839	2156805	2270524
2017	950385	1408919	2163886	2277605
2018	958239	1416273	2171239	2284958
2019	965875	1423909	2178876	2292595
2020	973806	1431840	2186806	2300525
TOTAL	59100719	43271756	62362332	62880139

PLANILLA 2

AÑO	3.1	3.2	3.3	3.4
1990	23978307	6415410	6500364	5945501
1991	360976	666332	765310	803216
1992	363667	669024	768001	805907
1993	366458	671814	770792	808698
1994	369352	674708	773685	811591
1995	372352	677708	776685	814592
1996	375463	680819	779796	817703
1997	378689	684045	783022	820929
1998	382034	687390	786367	824273
1999	385502	690858	789836	827742
2000	23125848	5868307	6113289	5535012
2001	629146	1239859	1437813	1513626
2002	633072	1243785	1441740	1517552
2003	637145	1247857	1445812	1521625
2004	641370	1252083	1450038	1525850
2005	645754	1256466	1454421	1530233
2006	650301	1261013	1458968	1534780
2007	655018	1265730	1463685	1539498
2008	659912	1270624	1468579	1544391
2009	664988	1275700	1473655	1549468
2010	23406990	6454805	6798765	6258393
2011	912149	1828217	2125149	2238868
2012	918011	1834079	2131011	2244730
2013	924098	1840167	2137099	2250818
2014	930420	1846489	2143421	2257140
2015	936986	1853054	2149987	2263706
2016	943804	1859277	2156000	2270524
2017	950885	1866954	2163886	2277605
2018	958239	1874307	2171239	2284958
2019	965875	1881943	2178876	2292595
2020	973806	1889874	2186806	2300525
TOTAL	89096617	54729294	61044902	61532049

VALOR ACTUALIZADO

TASA %	3.3	3.4
0	62362332.00	62880139.00
4	34148422.72	34047951.91
6	26732662.58	26502945.36
8	21647463.85	21343150.54
10	18066509.52	17719309.96
12	15478727.28	15107265.76

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 COLECTORES GENERALES

Salvo dos casos que se analizan más adelante, los colectores generales se han definido taxativamente en su ubicación por lo que no caben alternativas a comparar.

El desarrollo del predimensionamiento, precómputo y presupuesto de cada una de las trazas estudiadas, se ha analizado con todo detalle en el numeral 2 del presente informe.

La excepción a que se ha hecho mención se refiere a la alternativa "Frutillar - Nahuel Hue" por impulsión (numeral 2.3) frente a la denominada "Ñireco".

En la planilla "Resumen de costos de colectores", así como en el análisis económico circunstanciado surge inequívocamente que la primera alternativa estudiada alcanza un valor en costos de inversión y explotación del orden del doble que la correspondiente al Ñireco.

Recomendamos entonces al CFI la utilización de esta última alternativa, que por otra parte se constituye en un colector perimetral apto para recibir los desagües de ampliar fajas urbanas -presentes y futuras- situadas en ambas márgenes del arroyo Ñireco.

De igual modo, la alternativa por gravedad en el caso del barrio "El Mellín" es más económica -siendo técnicamente viable- que en el caso de utilizarse bombeo.

5.2 TRATAMIENTOS

5.2.1 Alternativa 3.1 - Percoladores

En la comparación económica para los 31 períodos analizados, esta alternativa aparece con el menor valor a tasa cero, pero más costosa que otras a tasas de actualización usuales mayores.

Los Consultores consideran que esta alternativa no debe tenerse en cuenta en la comparación y selección, de acuerdo a lo establecido en la Metodología (págs. 006, 055, 057) porque:

La capacidad de reducción del sistema es menor que los niveles adoptados para el tratamiento (Informes 1 y 2).

El sistema no reduce N y P, lo que obligaría a agregar una etapa terciaria al tratamiento; ello incrementaría los costos de esta alternativa y obligaría a expropiar (si esto es posible) terrenos contiguos al solar disponible, ya que como puede observarse en el correspondiente esquema de implantación, esta alternativa ocupa la totalidad del área disponible.

Para mayor abundamiento, debe agregarse que para obviar trabajo inútil no se han tenido en cuenta los costos de cubrir los percoladores y consecuentemente establecer ventilación forzada de los mismos, frente al problema de la afectación del rendimiento del tratamiento por bajas temperaturas en varios meses del año.

La precedente cuestión también incrementaría, obviamente, los costos calculados. Siendo que se trata de instalar una planta de tratamiento totalmente nueva -no de mejorar una planta existente- el sistema de lechos percoladores no se considera adecuado para las exigencias requeridas en San Carlos de Bariloche.

5.2.2 Alternativa 3.2 - Sistema de barros activados

En función de lo expresado en el tratamiento particular de esta alternativa, caben iguales apreciaciones que las definidas para el caso

de los lechos percoladores, por lo que no cabe la comparación de este sistema con el resto de los sistemas válidos.

.2.3 Alternativa 3.3 - Recipientes profundos

Este tratamiento cumple los requerimientos establecidos y dentro de las alternativas técnicamente comparables, es ligeramente más económico que la 3.4 para tasa cero y algo más costosa que esta para tasas mayores.

.2.4 Alternativa 3.4 - Carrousel

Similar a la 3.3 en sus aspectos técnicos y económicos.

.2.5 Análisis comparativo de alternativas 3.3 y 3.4

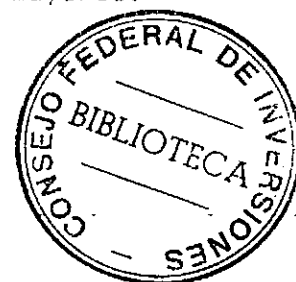
En primera aproximación, las dos alternativas del epígrafe aparecen en un pie de igualdad.

En la Metodología se establece la formulación de una matriz de decisión, para "presentar al Comitente como Conclusiones y Recomendaciones" (pág. 006); cuyo detalle se establece en el numeral 2.4 de la Metodología Particularidades (págs. 104/105).

Previo a la cuantificación de las variables a juzgar, se considera conveniente profundizar el análisis del funcionamiento de estos dos sistemas de tratamiento.

Los aereadores de 3.4 deben funcionar permanentemente, ya que una detención un poco prolongada no permite poner en movimiento en su totalidad los fangos biológicos sedimentados, por la ubicación puntual de aquellos.

Por el contrario, el efecto "pistón" de los difusores de 3.3, integral en todo el volumen del reactor biológico, pone en movimiento toda la



masa líquida.

En la práctica, los sopladores de 3.3 se detienen en forma automática por ejemplo en periodos de la noche, lo que prolonga su vida útil frente a los aereadores de 3.4.

Una secuela no deseada en la utilización de aereadores de superficie de alta o baja velocidad, es la formación de una dispersión de pequeñísimas gotas de licor de los reactores en el aire, constituyendo el comunmente llamado "spray" o niebla.

Esta niebla resulta altamente contaminante por la naturaleza intrínseca del líquido dispersado, constituyendo una fuerte desventaja de los aereadores de superficie frente a los sistemas con insuflación de aire.

La circunstancia apuntada se presenta poco compatible con la ubicación del tratamiento a orillas del Lago Nahuel Huapi, constituyéndose en un déficit desde los puntos de vista sanitario y estético.

También cabe señalar el ruido provocado por los motores de los aereadores de la alternativa 3.4, especialmente en horas de la noche.

Por el contrario, los conjuntos motor-soplador de la alternativa pueden ser fácilmente instalados dentro de una casilla insonorizada.

Todo lo que antecede se refiere a la variable a).

En lo que hace a la variable b) de la matriz de comparación, puede decirse que la agitación y mezclado de la masa líquida son completas en el caso 3.3, lo que permite una respuesta flexible frente a variaciones bruscas importantes de caudal y/o contaminantes, lo que es importante en una ciudad con fuerte influencia de población turística como la que nos ocupa.

Un tema de importancia capital lo constituye el control de la zona de

anoxia (variable j).

La eliminación de nitrógeno por vía biológica (nitrificación - denitrificación) de un efluente orgánico utilizando como fuente de carbono el propio sustrato ingresante, y como fuente de oxígeno el incluido en combinado bajo la forma de nitrato representa un medio interesante y práctico de tratamiento.

Existen sistemas de tratamientos "controlados", y otros "espontáneos".

Dentro de los primeros, se debe mencionar el caso de reactores anóxicos en cabeza de una depuración biológica, con recirculación regulada de licor mixto y barros decantados.

Al considerar los procesos "espontáneos", se distinguen dos posibilidades, según que la denitrificación (anoxia), ocurra en el tiempo en el espacio.

Las unidades de aereación extendida de operación intermitente en oxidación/decantación constituyen un ejemplo del primer tipo; puesto que el reactor entra en etapa de anoxia, como una de las secuencias del ciclo operativo.

Los reactores de operación extendida de trazo continuo (como por ejemplo el "Carrousel" dispondrían a lo largo de su desarrollo de una zona de aereación, seguida de otra de acumulación aeróbica para finalizar en una tercera zona de anoxia. El límite entre dichos sectores así como su ubicación es totalmente difusa y no retible.

Las condiciones para asegurar una correcta operación de nitrificación/denitrificación requieren como mínimo disponer de un determinado volumen de anoxia y asegurar una correcta recirculación. Evidentemente estas condiciones solo se pueden verificar y sobre todo controlar en los esquemas con reactor de anoxia en cabeza, puesto que en procesos como el Carrousel, resultan totalmente aleatorios.

Las variables a valorizar en la matriz de decisión que se acompaña más adelante se han cuantificado de 1 a 10, colocándose guión en aquellos aspectos donde las alternativas son semejantes.

Matriz de decisiones

VARIABLE	ALTERNATIVA	ALTERNATIVA
	3.3	3.4
a) Confiabilidad	8	4
b) Versatilidad	8	6
c) Sencillez operativa	-	-
d) Costo de inversión	-	-
e) Costo de explotación	-	-
f) Incidencia de elementos extran- jeros	-	-
g) Sencillez constructiva	-	-
h) Estética	-	-
i) Posibilidad de ampliaciones modu- lares	-	-
j) Control de la zona de anoxia	8	2
TOTALES	24	12

Obteniéndose las sumatorias a que hace referencia el último párrafo de página 057 de la Metodología.

RECOMENDACIONES

En virtud de lo expuesto a lo largo del presente informe, recomendamos:

- 1o) Eliminar de la comparación las alternativas 3.1 y 3.2
- 2o) Declarar como válidas las alternativas 3.3 y 3.4
- 3o) Establecer el siguiente orden de prioridad para las alternativas válidas:

Primera: la alternativa 3.3, aereación extendida por recipientes profundos.

Segunda: la alternativa 3.4, aereación extendida sistema "Carrousel".

Buenos Aires, Febrero de 1988.-