

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE

FACULTAD DE INGENIERIA



**ANÁLISIS Y EVALUACION DEL PROYECTO “SISTEMA DE
TRATAMIENTO DE DESAGÜES CLOACALES DE ANDACOLLO”**

Buitrago, Ernesto Gastón.

AUTOR

Mg. Ingeniero Antonio Torres.

DIRECTOR.

NEUQUÉN 2023

Resumen

Al pensar una introducción al presente Trabajo Integrador Profesional, es menester indicar que el tema abordado tiene que ver con la pretensión de aprender (teniendo presente una posible definición de este término o vocablo: “Adquirir el conocimiento de algo por medio del estudio, el ejercicio o la experiencia”¹) con mayor profundidad o como ejercicio “integrador”, sobre algunas de las posibles incumbencias o tareas con las que supongo, puedo encontrarme como Ingeniero Civil, y que involucran contenidos propios de algunas de las materias de la carrera, como Estadística, Física, Química, Hidráulica General, e Ingeniería Sanitaria.

El objetivo principal es realizar la revisión, análisis y evaluación de los antecedentes y Proyecto Ejecutivo con el que se ejecutara la Etapa I de la Planta de Tratamiento de Líquidos Cloacales de la localidad de Andacollo, a fin de interpretar y valorar lo desarrollado en la documentación del proyecto.

Consecuencia de aquello, surge el otro objetivo, que es el aprendizaje de esta experiencia para el posible caso de tener que participar en el diseño de plantas para localidades con poblaciones, características y necesidades similares.

Para ello, y con la intención de cumplir con la premisa de que este tipo de trabajos pueda ser leída tanto por un profesional como por un estudiante, se inicia con el Capítulo 1: “Fundamentos del tratamiento de Agua Residual”, resumen de definiciones y conceptos de Bibliografía específica del tema, y el Capítulo 2: “Sistemas de Cultivo Suspendido” con definiciones y ecuaciones de cálculo del tipo de sistema de tratamiento aplicado, operando ambos capítulos introductorios como un repaso de algún concepto para los primeros, y un marco teórico conceptual básico pero necesario para los segundos.

El Capítulo 3, “Selección del Sistema de Tratamiento”, expone de forma resumida todos los elementos que el/los autores del Plan Director se valieron para concluir con el tipo de planta de tratamiento a ejecutar.

¹ *Definición de Google*



El Capítulo 4, “Proyecto Ejecutivo – Diseño de la Planta”, expone los resultados del dimensionamiento con que la Contratista San Andrés Rivas ejecutó la obra extrayéndolos de su Proyecto Ejecutivo de la Obra, en particular la Memoria Técnica y Planos que fundamenta el Diseño de los Componentes de la Planta y los Planos.

El Capítulo 5, “Revisión de Parámetros de Diseño”, aborda y revisa el Dimensionamiento de la Planta haciendo una verificación de los cálculos y resultados del mismo.

El Capítulo 6, “Observaciones y Propuestas de Mejoras”, a partir de la revisión efectuada se analizan las diferencias obtenidas y sus causas, y se formulan propuestas de mejoras al Diseño de la Planta.

Abstract

When thinking about an introduction to this Professional Integrative Work, it is necessary to indicate that the topic addressed has to do with the intention of learning (keeping in mind a possible definition of this term or word: “Acquiring knowledge of something through study, exercise, or experience”) in greater depth or as an "integrative" exercise, on some of the possible duties or tasks that I suppose I may encounter as a Civil Engineer, and that involve content specific to some of the subjects of the degree, such as Statistics , Physics, Chemistry, General Hydraulics, and Sanitary Engineering.

The main objective is to carry out the review, analysis and evaluation of the background and Executive Project with which Stage I of the Sewer Liquid Treatment Plant in the town of Andacollo will be executed, in order to interpret and evaluate what was developed in the documentation. of the project.

As a consequence of this, the other objective arises, which is learning from this experience for the possible case of having to participate in the design of plants for localities with similar populations, characteristics and needs.

To this end, and with the intention of complying with the premise that this type of work can be read by both a professional and a student, it begins with Chapter 1: “Fundamentals of Wastewater Treatment”, summary of definitions and concepts from specific Bibliography of the topic, and Chapter 2: “Suspended Culture Systems” with definitions and calculation equations of the type of treatment system applied, operating both introductory chapters as a review of some concept for the former, and a theoretical framework basic conceptual but necessary for the latter.

Chapter 3, “Treatment System Selection”, summarizes all the elements that the authors of the Master Plan used to conclude with the type of treatment plant to be executed.

Chapter 4, “Executive Project – Plant Design”, exposes the results of the sizing with which the Contractor San Andrés Rivas executed the work, extracting from its Executive Project of the Work, in particular the Technical Report and Plans that support the Plant Design. the Components of the Plant and the Plans.



Chapter 5, “Review of Design Parameters”, addresses and reviews the Plant Sizing by verifying its calculations and results.

Chapter 6, “Observations and Proposals for Improvements”, based on the review carried out, the differences obtained and their causes are analyzed, and proposals for improvements to the Plant Design are formulated.

Reconocimientos y Agradecimientos

A través de estas líneas deseo expresar mi agradecimiento a todas aquellas personas que han colaborado en la realización del presente trabajo, sin cuyo aporte hubiera sido imposible la realización del mismo, a partir del suministro de información y datos, pero sobre todo brindando su tiempo y conocimiento, recordando en este momento:

- A la Ing. Mariel Bruno, de la U.P.E.F.E., por brindar la documentación del Proyecto Ejecutivo objeto de análisis.
- Del EPAS, A la Ing. Sandra Otaño, al Sr. Gerente de Estudios y Proyectos Humberto Yermanos, y al subgerente de Plantas de Tratamiento, Pablo Morales por la provisión de datos, recomendaciones para la formulación del trabajo y suministro de la Normativa de aplicación.
- De la Dirección Provincial de Recursos Hídricos, al Ing. Horacio Carvalho, por el suministro de datos para el Análisis de la Calidad del Agua del Río Neuquén.
- De San Andrés Rivas S.A., a los Ing. Viviana Argarate, e Ing. Químico Luciano Bautista, de E.N.S.A. por sus opiniones, recomendaciones y aclaraciones sobre el Proyecto Ejecutivo objeto de análisis en este trabajo.
- Del INDEC, al Sr. Roberto Rodríguez, por la provisión de datos estadísticos de la localidad de Andacollo.
- De CATASTRO, a la Lic. Juana Barrera, por el suministro de planos y datos de la localidad de Andacollo.
- De la U.N.C.O., a la Dra. en Química Marcel Gatti, por el asesoramiento y dedicación en la comprensión de los procesos intervinientes.

Especial reconocimiento al Mg. Ing. Antonio Torres por el interés, seguimiento, acompañamiento y dedicación en la elaboración y corrección del presente trabajo.

Y al tiempo, comprensión y ánimo recibidos por mi mujer, mi familia y amigos.

A todos, muchas gracias.



Índice General

Resumen	i
Abstract.....	iii
Reconocimientos y Agradecimientos	v
Capítulo 1: FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL.....	12
1.1 Introducción.....	12
1.2 Características Físicas, Químicas y Biológicas de las Aguas Residuales	12
1.2.1 Características Físicas	12
a) Contenido de Sólidos	12
b) Olores	13
c) Temperatura	13
d) Color.....	14
e) Turbiedad	14
1.2.2 Características Químicas	14
a) Contenido de Materia Orgánica	14
b) Contenido de Materia inorgánica	15
c) Gases	16
1.2.3 Características Biológicas	16
1.3 Evaluación y determinación de flujos de diseño	17
1.4 Tratamiento de Aguas Residuales	18
Capítulo 2: SISTEMAS DE CULTIVO SUSPENDIDO	22
2.1 Reactor <i>completamente mezclado sin recirculación de lodos-Laguna Aireada</i>	22
2.2 Reactor de lodos activados con recirculación de lodos	25
2.3 Parámetros de diseño	28
2.4 Variaciones del proceso de lodos activados	29



2.5	Consideraciones de diseño.....	31
Capítulo 3: SELECCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO.		32
3.1	Condición anterior del tratamiento de efluentes cloacales.	32
3.2	Características del agua servida anterior	34
3.3	Normativa Vigente en materia de agua.	37
3.4	Alternativas de Tratamiento y Selección para Proyecto de Licitación.....	38
Capítulo 4: PROYECTO EJECUTIVO - DISEÑO DE LA PLANTA		40
4.1	Población, Caudales y Parámetros de Diseño.	40
4.2	Componentes de la Planta - Sistema de Tratamiento.	41
4.2.1	Pozo de Bombeo.....	41
4.2.2	Cámara de rejas finas.	43
4.2.3	Cámara o Tanque de Aireación (TA).....	43
4.2.4	Sedimentador Secundario.....	46
4.2.5	Digestor-Espesador.	49
4.2.6	Deshidratador de Lodos.	50
4.2.7	<i>Cámara de Contacto – Desinfección del efluente.</i>	53
Capítulo 5: REVISIÓN DE PARÁMETROS DE DISEÑO.		54
5.1	Población de Diseño.	54
5.2	Componentes de la Planta.....	60
5.2.1	Pozo de Bombeo, Cañería de Impulsión y Selección de bombas.	60
a)	Pozo de Bombeo.....	60
b)	Cañería de Impulsión:	62
c)	Selección de Bomba.	66
5.2.2	Cámara de Rejas Finas.	69
5.2.3	Reactor Aeróbico.....	69



a)	Cálculo de Volumen del Tanque de Aeración:	70
b)	Comportamiento del Reactor.	73
c)	Suministro de Aire – Difusores.....	76
5.2.4	Sedimentador Secundario.....	79
5.2.5	Digestor-Espesador.	85
a)	Criterios de Diseño.....	85
b)	Diseño Digestor:.....	87
c)	Dimensionamiento del Equipo de Inyección de Aire:	89
5.3	<i>CUADRO RESUMEN COMPARATIVO</i>	90
Capítulo 6: OBSERVACIONES Y PROPUESTAS DE MEJORAS.....		93
6.1	Entrevista a Inspección.....	93
6.2	<i>Observaciones.</i>	99
	Observaciones tipo I:	99
	Observaciones Tipo II:	103
6.3	<i>Propuestas de Mejoras.</i>	105

Índice de Figuras

Figura 1 - Composición típica de sólidos en aguas residuales domésticas.	13
Figura 2 - DBO ejercida vs Materia orgánica consumida (L)	15
Figura 3 - Clasificación de Organismos biológicos (Metcalf & Eddy, 1996).....	16
Figura 4 - Patógenos comunes transportados en el agua.	17
Figura 5 - Variantes de Sistemas de Tratamiento.....	19
Figura 6 - Reactor completamente mezclado sin recirculación de lodos	22
Figura 7 - Sistema de lodos activados con recirculación de lodos	25
Figura 8 - Croquis de descargas de líquidos cloacales de mayor importancia.....	33
Figura 9 - Vista en Corte del Pozo de Bombeo.	42
Figura 10 - Vista en Planta y Corte de Tanque de Aireación.	44
Figura 11 – Vertedero Triangular / Caja Negra.....	45
Figura 12 – Vertedero de Ingreso al Reactor.....	45
Figura 13 – Cámara de Salida a Sedimentador Secundario.....	46
Figura 14 – Canaleta de Distribución en Reactor.....	46
Figura 15 – Diafragma de Burbuja Fina.	46
Figura 16 - Vista en Planta y Corte de Sedimentador Secundario.	48
Figura 17 – Vista en Corte de Digestor/Espesador de Barros.	50
Figura 18 – Centrífuga ALDEC 10.	51
Figura 19 - Planta de OFICINA – SALA DE MÁQUINAS.	52
Figura 20 - Vista en Planta de Cámara de Contacto y Casilla para Desinfección.....	53
Figura 21 – Curva Típica de resultados de aplicación del método de Pearl.....	54
Figura 22 - Gráfica de Proyección Demográfica / Método de Tasa Geométrica Decreciente.	56
Figura 23 – Gráfica de Proyección Demográfica / Método Relación-Tendencia.	57
Figura 24 – Gráfica de Proyección Demográfica – Método de Incrementos Relativos.....	58
Figura 25 – Gráfica de Proyección Demográfica REVISIÓN vs PROYECTO EJECUTIVO.	59
Figura 26 – Esquema de Operación hidráulica del Pozo de Bombeo.	60
Figura 27 – Tiempos de Llenado y Vaciado del Pozo de Bombeo.	64
Figura 28 – Perfil Hidráulico cañería de impulsión	65
Figura 29 – Curva de Funcionamiento Bombas vs Curva Característica de la Instalación.....	68
Figura 30 – Esquema de Circuito de líquidos en el Reactor.	69

Figura 31 – Detalle Vertedero Liquido Efluente.....	83
Figura 32 – Porcentaje de Reducción de Sólidos Volátiles en Digestores Aeróbicos.	88
Figura 33 – Remoción de DBO y SS función de la Carga Superficial.....	99
Figura 34 – DISPOSICIÓN GENERAL / VISTA EN PLANTA.	108
Figura 35 - DESARENADOR – PLANTA 1-1	108
Figura 36 - DESARENADOR – PLANTA 2-2	109
Figura 37 - DESARENADOR – CORTE A-A	110
Figura 38 - DESARENADOR – CORTE B- B.....	111
Figura 39 - DESARENADOR – CORTE C-C.....	112
Figura 40 - PLAYA SECADO DE ARENAS – PLANTA.....	113
Figura 41 - PLAYA SECADO DE ARENAS – CORTE A-A	114
Figura 42 - PLAYA SECADO DE ARENAS – CORTE B-B.....	114
Figura 43 - PLAYA SECADO DE ARENAS – DETALLE MANTO FILTRANTE	114
Figura 44 - PLAYA SECADO DE BARROS – PLANTA.....	115
Figura 45 - PLAYA SECADO DE BARROS – CORTES A-A Y B-B.....	116
Figura 46 - PLAYA SECADO DE BARROS – DETALLE MANTO FILTRANTE	116
Figura 47 - PLAYA SECADO DE BARROS – DETALLE CONDUCCIÓN A PLAYA DE SECADO	117

Índice de Tablas

Tabla 1 - Factores en la selección y evaluación de operaciones y procesos (Metcalf & Eddy, 1966).....	20
Tabla 2 - Operaciones y Procesos Unitarios utilizados para eliminar la mayoría de los contaminantes presentes en el agua residual (Metcalf & Eddy, 1996).....	21
Tabla 3 - Parámetros para tratamiento de agua residual por lodos activados	30
Tabla 4 - Población, Caudales y Parámetros de Diseño.....	40
Tabla 5 – Tipo de Sedimentación vs. Características y Concentración de Sólidos Suspendedos..	47
Tabla 6 – Resultados de Curva Logística ó de Pearl.....	55
Tabla 7 - Resultados de Tasa Geométrica Decreciente	55
Tabla 8 - Resultados de aplicación del Método Relación Tendencia.....	56
Tabla 9 - Resultados de aplicación de Técnica de los incrementos relativos.....	57



Tabla 10 – Proyección Demográfica REVISIÓN vs PROYECTO EJECUTIVO	58
Tabla 11 – Caudales de Diseño.	60
Tabla 12 – Costo de Conducción (Cc).....	63
Tabla 13 – Costo de Bombeo, CB	66
Tabla 14 – Costo Total de Cañería de Impulsión	66
Tabla 15 – Características del líquido ingresante a la Planta.	69
Tabla 16 – Parámetros de Vuelco al Cuerpo Receptor.....	70
Tabla 17 – Valores adoptados función del Tipo de Reactor (ídem P.E. excepto θ_c)	71
Tabla 18 – Requerimiento de Oxígeno Standard / Parámetros y Valores de Diseño.....	78
Tabla 19 – Flujo de aire necesario en tanque de Aeración / Parámetros y Valores.	78
Tabla 20 – Factor de Corrección por Influencia del Vertedero	79
Tabla 21 – Carga Superficial Másica de Diseño para Sedimentadores Secundarios.	80
Tabla 22 – Factor de corrección por temperatura del agua y Concentración de Sólidos Suspendidos para el Diseño de Sedimentadores Secundarios.	80
Tabla 23 – Tirante líquido del Sedimentador Secundario función del Tiempo de Permanencia (t) y el Caudal de Diseño.....	82

Capítulo 1: FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL

1.1 Introducción

El problema de los efluentes cloacales está íntimamente relacionado con la contaminación ambiental. Con el aumento de la población y las necesidades creadas por el consumo, se fueron multiplicando los problemas que ocasionan los residuos en general, que lógicamente van en aumento.

El poder contaminante de un agua cloacal está directamente relacionado con el contenido de materia orgánica; luego el enfoque del problema de las aguas cloacales se basa en reducirlo a límites bien determinados antes de que esos líquidos puedan ser arrojados a un cuerpo receptor.

A partir del volumen de efluentes domiciliarios a tratar (función del número de habitantes), disponibilidad financiera de inversión, superficie disponible para la implantación, y capacidad técnica de operación, se determina el sistema de tratamiento que permita cumplir con dicho objetivo.

El sistema de tratamiento resulta de la combinación de operaciones o procesos físicos, químicos y/o biológicos con el objetivo de:

- Disminuir o minimizar la concentración de materia orgánica en las descargas al cuerpo receptor; o
- Reducir la DBO de estos hasta los límites fijados por la normativa vigente.

1.2 Características Físicas, Químicas y Biológicas de las Aguas Residuales

1.2.1 Características Físicas

a) Contenido de Sólidos

La característica física más importante del agua residual es el contenido total de sólidos, término que engloba la materia en suspensión, la materia sedimentable, la materia coloidal y la materia disuelta. Otras características físicas importantes son el olor, la temperatura, la densidad, el color y la turbiedad.

Se denominan Sólidos totales (ST) al residuo remanente después de evaporación y secado de la muestra del efluente a una temperatura específica (103 a 105°C).

La fracción que se volatiliza al incinerarlos a 550°C se denomina sólidos volátiles, los que se suelen considerar como una medida aproximada del contenido de materia orgánica.

El residuo remanente se denominan sólidos fijos, y constituyen una medida aproximada del contenido mineral inorgánico.

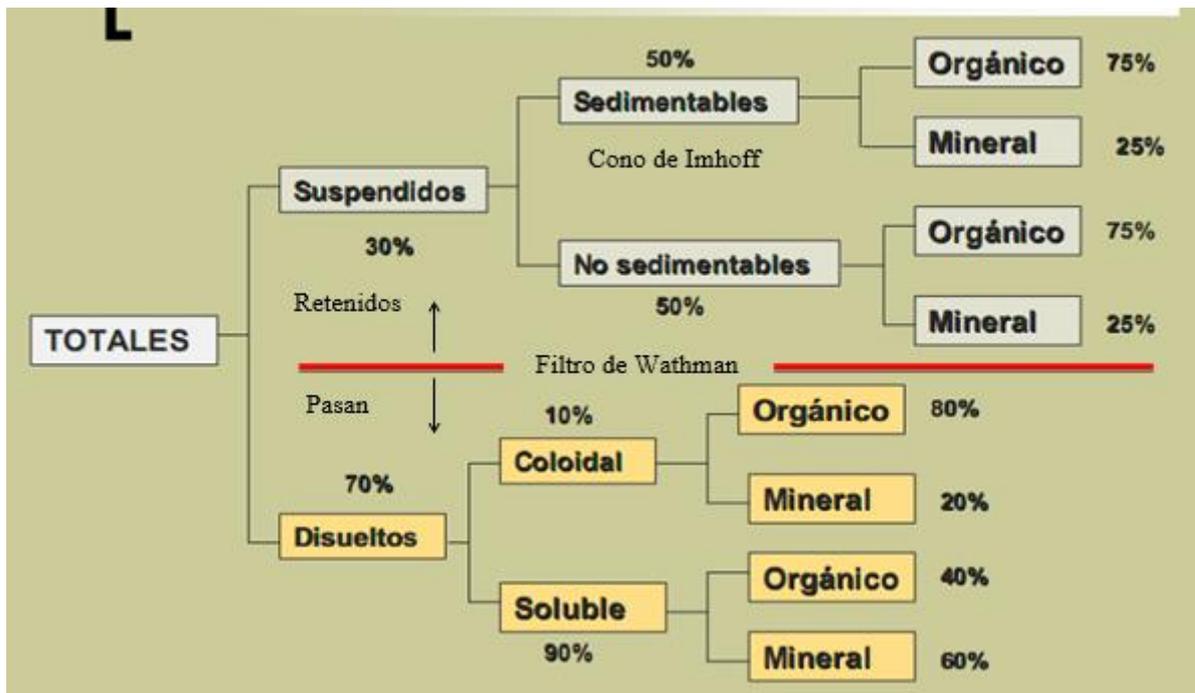


Figura 1 - Composición típica de sólidos en aguas residuales domésticas.

b) Olores

Se originan por los gases liberados durante el proceso de descomposición de la materia orgánica. El agua residual reciente tiene un olor algo desagradable, más tolerable que el del agua residual séptica por la presencia del sulfuro de hidrógeno (huevo podrido) que se produce al reducirse los sulfatos a sulfitos por acción de microorganismos anaerobios. Es la principal causa de rechazo a la implantación de instalaciones de tratamiento de aguas residuales.

c) Temperatura

La temperatura del agua residual suele ser más elevada que la del agua de suministro, debido a la incorporación de agua caliente en el uso doméstico e industrial.

La temperatura del agua es un parámetro muy importante dada su influencia sobre las reacciones químicas y velocidades de reacción, así como la aptitud del agua para ciertos usos.

d) Color

El agua residual suele tener un color grisáceo. Sin embargo, al aumentar el tiempo de transporte en las redes de alcantarillado y al desarrollarse condiciones más próximas a las anaerobias, el color del agua residual cambia gradualmente de gris a gris oscuro, para finalmente adquirir color negro. Cuando llega a este punto, suele clasificarse el agua residual como séptica. Algunas aguas residuales industriales pueden añadir color a las aguas residuales domésticas. Su color gris, gris oscuro o negro del agua residual es debido a la formación de sulfuros metálicos por reacción del sulfuro liberado en condiciones anaerobias con los metales presentes en el agua residual.

e) Turbiedad

Es la medida del grado de pérdida de transparencia debida a la cantidad de sólidos suspendidos en el agua. Este parámetro indica la calidad de las aguas vertidas o de las aguas naturales en relación con la materia coloidal y residual en suspensión. Por ejemplo, la turbidez del agua no debe superar las 5 NTU (Unidad de Turbidez Nefelométrica) para poder ser bebida.

1.2.2 Características Químicas

Las características químicas de las aguas residuales son principalmente el contenido de materia orgánica e inorgánica, y los gases presentes en el agua residual.

La medición del contenido de la materia orgánica se realiza por separado por su importancia en la gestión de la calidad del agua y en el diseño de las instalaciones de tratamiento de aguas.

a) Contenido de Materia Orgánica

Cerca del 75% de los sólidos en suspensión y del 40% de los sólidos filtrables de un agua residual de concentración media son de naturaleza orgánica (formados por combinaciones de carbono, hidrógeno y oxígeno, y en algunos casos también nitrógeno, azufre, fósforo o hierro).

El parámetro de contaminación orgánica más empleado es la DBO (medición del oxígeno disuelto que consumen los microorganismos en el proceso de oxidación bioquímica de la materia orgánica).

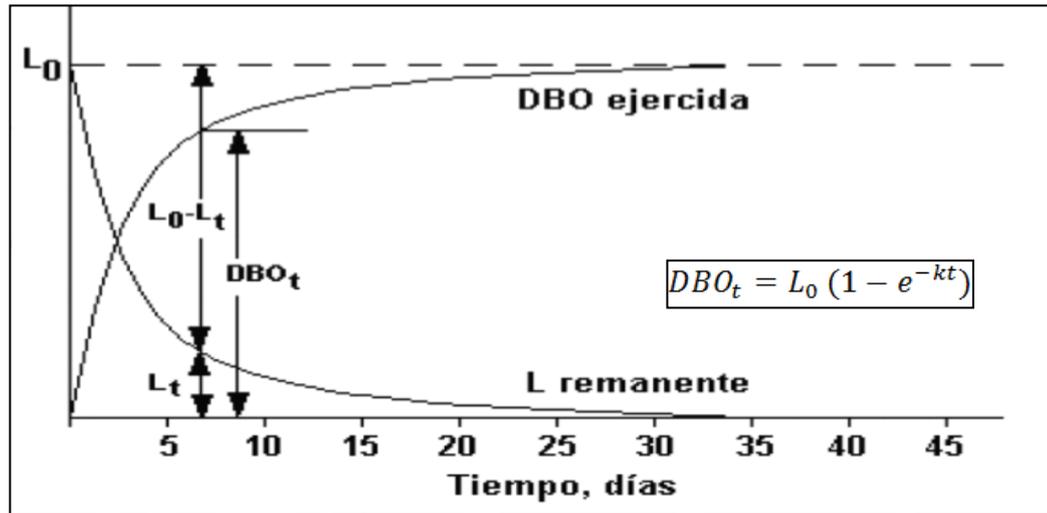


Figura 2 - DBO ejercida vs Materia orgánica consumida (L)

L = Carga o Materia Orgánica.

L_0 = DBO última, máximo consumo de oxígeno posible cuando el deshecho ha sido degradado por completo.

k = Constante de reacción, depende de la naturaleza del desecho, la temperatura, y la habilidad de los microorganismos para utilizar el deshecho.

Los resultados de los ensayos de DBO se emplean para:

- Determinar la cantidad aproximada de oxígeno que se requerirá para estabilizar biológicamente la materia orgánica presente;
- Dimensionar las instalaciones de tratamiento de aguas residuales;
- Medir la eficacia de algunos procesos de tratamiento y
- Controlar el cumplimiento de las limitaciones a que están sujetos los vertidos.

b) Contenido de Materia inorgánica

Las aguas residuales, salvo el caso de determinados residuos industriales, no se suelen tratar con el objetivo específico de eliminar los constituyentes inorgánicos que se incorporan durante el ciclo de uso. Las concentraciones de los diferentes constituyentes inorgánicos pueden afectar mucho a los usos del agua, como por ejemplo los cloruros, la alcalinidad, el nitrógeno, el azufre,

algunos otros compuestos tóxicos inorgánicos y algunos metales pesados como el níquel, el manganeso.

Dentro de la materia inorgánica es de suma importancia también hablar de la concentración de ion hidrógeno (pH). Concentraciones de ion hidrógeno inadecuadas afecta al tratamiento con procesos biológicos, y el efluente puede modificar la concentración de ion hidrógeno en las aguas naturales si ésta no se modifica antes de la evacuación de las aguas.

c) Gases

Los gases que con mayor frecuencia se encuentran en aguas residuales brutas son el nitrógeno (N₂), el oxígeno (O₂), el dióxido de carbono (CO₂), el sulfuro de hidrógeno (H₂S), el amoníaco (NH₃), y el metano (CH₄). Los tres últimos proceden de la descomposición de la materia orgánica presente en las aguas residuales. El oxígeno disuelto es necesario para la respiración de los microorganismos aerobios, así como para otras formas de vida.

1.2.3 Características Biológicas

Los principales grupos de organismos presentes tanto en aguas residuales como superficiales se clasifican según la siguiente figura:

Grupo	Estructura Celular	Caracterización	Miembros Representativos
Eucariotas	Eucariota (a)	Multicelular con gran diferenciación de las células y el tejido Unicelular, con escasa o nula diferenciación de tejidos	Plantas (plantas de semilla, musgos y helechos). Animales (vertebrados e invertebrados) Protistas (algas, hongos y protozoos).
Bacterias	Procariota (b)	Química celular parecida a las eucariotas	La mayoría de las bacterias
Arqueobacterias	Procariota (b)	Química celular distintiva	Metanógenos, halófilos termacidófilos.

(a) Contienen un núcleo definido
(b) No contienen membrana nuclear

Figura 3 - Clasificación de Organismos biológicos (Metcalf & Eddy, 1996)

De ellos, son de interés específico para el tratamiento los organismos patógenos, esto es, aquellos organismos capaces de producir enfermedades o daños a la salud.

MICROORGANISMOS		ENFERMEDADES
Bacterias	<i>Francisella tularensis</i> <i>Leptospira</i> <i>Salmonella paratyphi</i> (A, B, C) <i>Salmonella typhi</i> <i>Shigella</i> (<i>S. Flexneri</i> , <i>S. Sonnei</i> , <i>S. Dysenteriae</i> , <i>S. Boydii</i>) <i>Vibrio comma</i> (<i>Vibrio cholerae</i>)	Tularemia Leptospirosis Paratifoidea (fiebre entérica) Fiebre tifoidea, fiebre entérica Shigelosis (disentería bacilar) Cólera
Virus	<i>Poliomyelitis</i> (3 tipos) <i>Virus desconocidos</i>	Poliomyelitis aguda, parálisis infantil Hepatitis infecciosa
Protozoarios	<i>Entamoeba histolytica</i> <i>Giardia lamblia</i>	Amebiasis (disenteria amebiana, enteritis amebiana, colitis amebiana) Giardiasis (enteritis giardia, lambliasis)
Helmintos (gusanos parásitos)	<i>Dracunculus medinensis</i> <i>Echinococcus</i> <i>Shistosoma</i> (<i>S. Mansoni</i> , <i>S. Japonicum</i> , <i>S. Haematobium</i>)	Dracontiasis (dracunculiasis; dracunculosis; medina; infección serpiente, dragón o gusano-guinéa) Equinococosis Squistosomiasis (bilharziasis o enfermedad de "Bill Harris")

Figura 4 - Patógenos comunes transportados en el agua.

Los organismos patógenos se presentan en las aguas residuales contaminadas en cantidades muy pequeñas y, además, resultan difíciles de aislar y de identificar. Por ello se emplea el organismo coliforme como organismo indicador, puesto que su presencia es numerosa y fácil de comprobar. Sin embargo, hay algunos patógenos que pueden estar presentes en el agua aún en ausencia de coliformes.

1.3 Evaluación y determinación de flujos de diseño

El proceso de evaluar y determinar los flujos de diseño hace necesario obtener unos flujos medios basados en la población actual y las predicciones de la población futura, la contribución de las aguas industriales y la influencia de la infiltración y las aportaciones incontroladas. Una vez determinados los flujos medios, se multiplican por una serie de factores de punta, para obtener los caudales punta de proyecto.

1.4 Tratamiento de Aguas Residuales²

Se conocen como operaciones unitarias a los métodos de tratamiento en los que predominan los fenómenos físicos, y como procesos unitarios a los métodos en que la eliminación de los contaminantes se realiza en base a procesos químicos o biológicos. Estas operaciones y procesos unitarios se agrupan entre sí para constituir los así llamados tratamientos primario, secundario y terciario (o tratamiento avanzado).

El tratamiento primario contempla el uso de operaciones físicas tales como la sedimentación y el desbaste para la eliminación de los sólidos sedimentables y flotantes presentes en el agua residual.

En el tratamiento secundario se realizan procesos biológicos y químicos, para eliminar la mayor parte de la materia orgánica.

En el tratamiento terciario, se emplean combinaciones de procesos y operaciones unitarias para remover esencialmente nutrientes.

El término reactor se refiere al depósito o estructura de contención, junto con todos sus accesorios, en el que tiene lugar la operación o proceso unitario. No obstante que las operaciones y procesos unitarios son fenómenos naturales, pueden ser iniciados, exacerbados o controlados alterando el ambiente en el reactor. El diseño del reactor es muy importante y requiere un entendimiento completo del proceso u operación involucrado.

Las diferentes combinaciones de procesos y operaciones unitarias de una planta de tratamiento funcionan como un sistema, por lo que la elección del tren de tratamiento a utilizar se debe abordar desde una perspectiva global, las diferentes combinaciones posibles se grafican en la Figura 5³.

² “Ingeniería de los sistemas de tratamiento y disposición de aguas residuales” – E.C. Valdez, U.N.A.M.

³ *Tecnologías de Tratamiento de Efluentes. Dra. María del Carmen Tortorelli.*

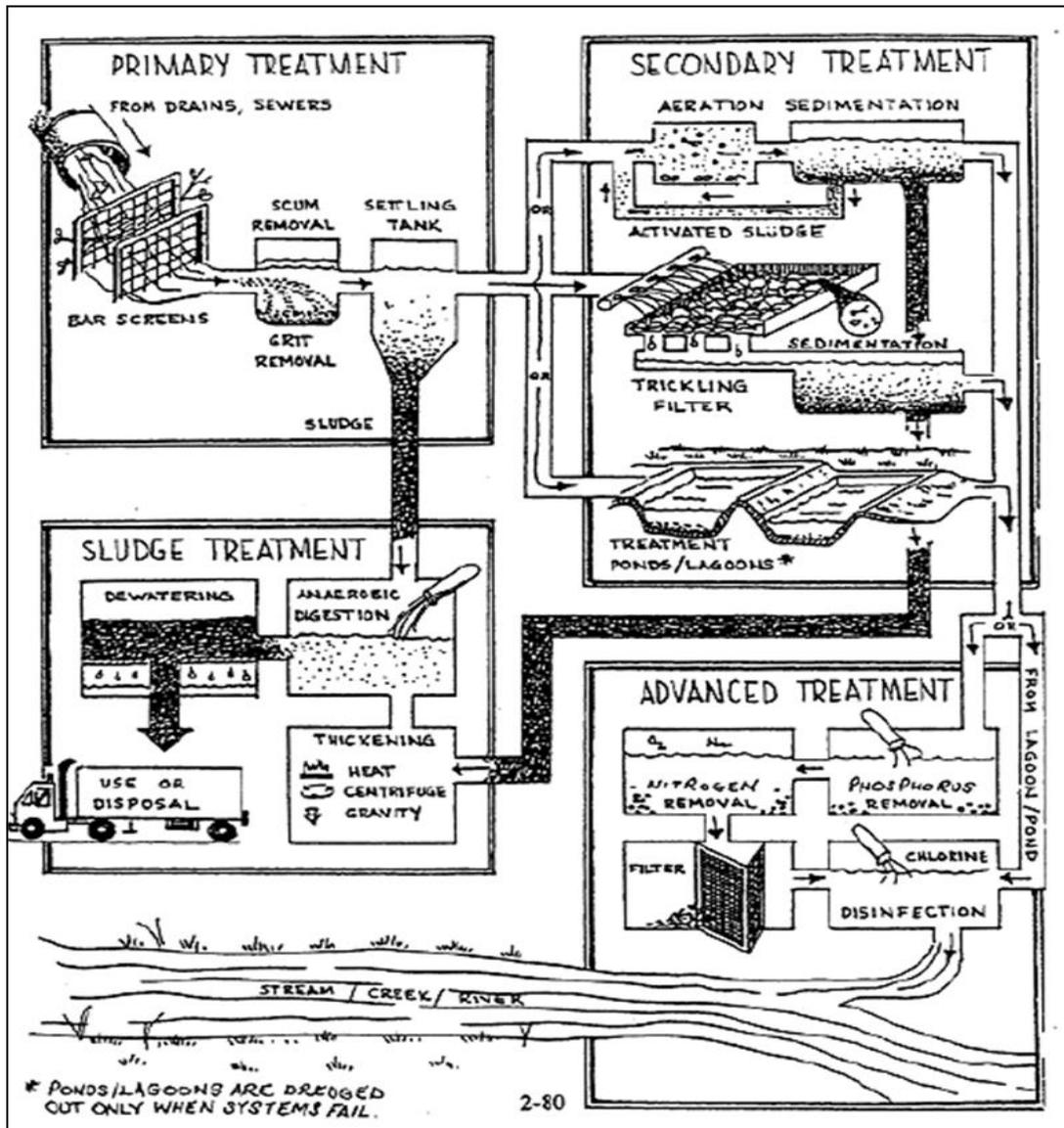


Figura 5 - Variantes de Sistemas de Tratamiento

Los principales factores que influyen en la toma de decisión del sistema de tratamiento óptimo se resumen en la Tabla 1.

La aplicabilidad del proceso destaca por encima de los demás factores y se dispone de muchos elementos para determinarla. Entre estos factores se pueden mencionar, la experiencia en el tema de quien está a cargo del proyecto, datos de rendimientos de plantas existentes, información publicada en revistas técnicas, manuales, guías de diseño.

Tabla 1 - Factores en la selección y evaluación de operaciones y procesos (Metcalf & Eddy, 1966).

FACTOR	COMENTARIO
Potencial de aplicación del proceso	Se evalúa en base a la experiencia anterior, datos de plantas a escala industrial y datos de planta piloto
Intervalo del caudal aplicable	El proceso debe corresponder con el caudal esperado
Variación del caudal aplicable	La mayoría de los procesos trabajan a caudal constante
Características del agua a tratar	Afectan los tipos de procesos (químicos o biológicos)
Limitaciones climáticas	La temperatura afecta velocidades de reacción
Cinética de reacción y selección del reactor	El dimensionamiento se basa en la cinética de reacción que gobierna al proceso
Eficacia	La eficacia se suele medir en función del efluente
Residuos del tratamiento	Es necesario conocer o estimar la cantidad de residuos sólidos, líquidos y gaseosos producidos
Tratamiento del fango	Posibles limitaciones económicas en el tratamiento
Limitaciones ambientales	Presencia de vientos, ruidos, malos olores etc.
Necesidades químicas	Costo de productos químicos
Necesidades energéticas	Costo de energía
Necesidades de otros recursos	Que recursos adicionales son necesarios
Necesidades personales	¿Cuántos empleados, que nivel de preparación?
Necesidades de explotación y mantenimiento	Capacidad de mantener en operación la planta y en buen estado
Procesos auxiliares	¿Qué procesos son necesarios?
Complejidad	¿Qué tan compleja es la explotación del proceso?
Compatibilidad	Se debe buscar que las operaciones en conjunción sean compatibles
Disponibilidad de espacio	¿Se cuenta con el espacio suficiente?

En la Tabla 2 se listan las operaciones y procesos unitarios usados comúnmente, agrupados según el contaminante que constituya el objetivo principal del tratamiento.

Tabla 2 - Operaciones y Procesos Unitarios utilizados para eliminar la mayoría de los contaminantes presentes en el agua residual (Metcalf & Eddy, 1996)

CONTAMINANTE		OPERACIÓN UNITARIA, PROCESO UNITARIO O SISTEMA DE TRATAMIENTO
Sólidos en suspensión		Sedimentación Desbaste y aireación Variaciones de filtración Flotación Adición de polímero o reactivos químicos Coagulación sedimentación Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Materia orgánica biodegradable		Variaciones de lodos activados Película fija: filtros percoladores Película fija: discos biológicos Variaciones de lagunaje Filtración intermitente de arena Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno Sistemas fisicoquímicos
Patógenos		Cloración Hipocloración Ozonación Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Nutrientes	Nitrógeno	Sistemas de cultivo suspendido con nitrificación y desnitrificación Sistemas de película fija con nitrificación y desnitrificación Arrastre de amoníaco (Stripping) Intercambio de iones Cloración en el punto crítico Sistemas de tratamiento por evacuación en el terreno
	Fósforo	Adición de sales metálicas Coagulación y sedimentación con cal Eliminación biológica y química del fósforo Sistemas de tratamiento por evacuación en el terreno
Materia orgánica refractaria		Adsorción en carbón Ozonación terciaria Sistemas de tratamiento por evacuación en el terreno
Metales pesados		Precipitación química Intercambio de iones Sistemas de tratamiento por evacuación en el terreno
Sólidos inorgánicos disueltos		Intercambio de iones Osmosis inversa Electrodialisis

Capítulo 2: SISTEMAS DE CULTIVO SUSPENDIDO

En estos sistemas, los microorganismos (lodos) están suspendidos en el reactor y el agua residual contiene su alimento.

El proceso de lodos activados es un sistema de cultivo suspendido desarrollado en Inglaterra por Arden y Lockett en 1914.

La fracción volátil de los sólidos suspendidos totales se puede considerar como una aproximación de la biomasa viva.

Cuando se agita en presencia de oxígeno un agua residual previamente pasada por un sistema de tratamiento primario, se forma un flóculo de lodo en el que se desarrollan muchas bacterias y organismos vivos, con lo que dicho flóculo se vuelve activo, oxidando y absorbiendo materia orgánica. De aquí que se denomina lodo activado. Cuando se halla en buenas condiciones, este lodo y su carga de vida microscópica se posan rápidamente y arrastra consigo todos los sólidos en suspensión y gran parte de los que se hallan en estado coloidal.

2.1 Reactor *completamente mezclado sin recirculación de lodos-Laguna Aireada.*

La Figura 6 esquematiza el proceso con mezcla completa sin recirculación de lodos, tratamiento que se conoce como *laguna aireada*. Los materiales orgánicos solubles ingresan en el reactor donde un cultivo bacteriano aerobio se mantiene en suspensión. El contenido del reactor se denomina licor mezclado.

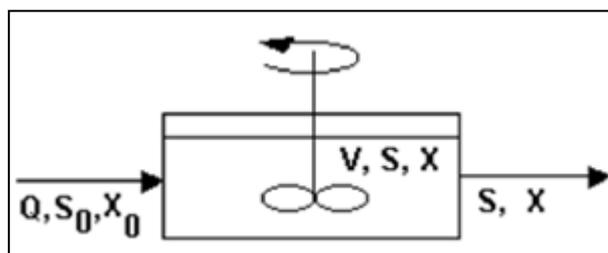


Figura 6 - Reactor completamente mezclado sin recirculación de lodos

Las ecuaciones de tasa de crecimiento del sustrato y de la biomasa son el punto de partida para el análisis del sistema de lodos activados:

$$r_s = \frac{-r_x}{Y} = -\frac{k_0 SX}{Y(K_s + S)}$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{k_0 SX}{(K_s + S)} - k_d X$$

El balance material para la biomasa es el siguiente:

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 - QX + Vr_x$$

<i>Tasa de acumulación de microorganismos en el sistema</i>	<i>Flujo másico de microorganismos hacia el interior del sistema</i>	<i>Flujo másico de microorganismos hacia afuera del sistema</i>	<i>Crecimiento de microorganismos dentro del sistema</i>
---	--	---	--

Donde:

dX/dt = Tasa de cambio de la concentración de microorganismos en el reactor

V = Volumen del reactor

Q = Caudal o gasto del influente y efluente

X_0 = concentración de biomasa en el influente

X = concentración de biomasa en el reactor

r_x = rapidez de crecimiento de la biomasa

Sustituyendo el valor de r_x , se tiene,

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 - QX + V \left[\frac{k_0 SX}{(K_s + S)} - k_d X \right]$$

S = Concentración del sustrato en el efluente del reactor, en mg/l.

Si se desprecia la concentración de microorganismos en el afluente y se asumen condiciones de estado estacionario ($dX/dt=0$), resulta:

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{\theta} = k'$$

Donde

$$k' = \frac{k_0 S}{(K_s + S)} - k_d$$

k' : Tasa neta específica de crecimiento, en t^{-1} , Van Uden (1967).

$\theta = V/Q$, Tiempo de retención hidráulica.

Se define como Tiempo de residencia celular (θ_c) a la masa de microorganismos removidos del sistema por unidad de tiempo. Para este sistema, $\theta_c = \theta$.

$$\theta_c = \frac{VX}{QX} = \frac{V}{Q}$$

Por otra parte, el balance material para el sustrato se expresa de la manera siguiente:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS + V \left[\frac{k_0 SX}{Y(K_s + S)} \right]$$

En el estado estacionario, ($dS/dt=0$), se obtiene:

$$(S_0 - S) - \theta \left[\frac{k_0 SX}{Y(K_s + S)} \right] = 0$$

Despejando X, concentración de la biomasa del efluente en estado estacionario:

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

Y S, concentración de sustrato en el efluente:

$$S = \frac{K_s(1 + \theta k_d)}{\theta(Yk_0 - k_d) - 1}$$

O sea, Si se conocen las constantes cinéticas K_s , k_d , k_0 e Y , se puede predecir la concentración de biomasa (X) y sustrato (S) del efluente. Las concentraciones así obtenidas se basan en un desecho soluble y no consideran materia orgánica entrante no biodegradable o sólidos suspendidos volátiles e inertes.

2.2 Reactor de lodos activados con recirculación de lodos

En esta variante los lodos sedimentados que contienen microorganismos vivos o activos, se regresan al reactor para incrementar la biomasa disponible y acelerar las reacciones. La mezcla de las aguas a tratar con los lodos de retorno recibe el nombre de licor mezclado

El reactor, denominado tanque de aireación, es de volumen adecuado para proporcionar un periodo de permanencia relativamente largo, generalmente de 4 a 8 horas para aguas residuales domésticas.

En el tanque de aireación el licor mezclado se agita y mezcla con aire, y en este tiempo se produce la floculación, la absorción y la oxidación de la materia suspendida y coloidal y de parte de la disuelta. Esta mezcla de agua residual y lodos pasa del tanque de aireación a otro de sedimentación final, donde el flóculo de lodo activado se posa, quedando un líquido claro que contiene muy poca cantidad de materia orgánica.

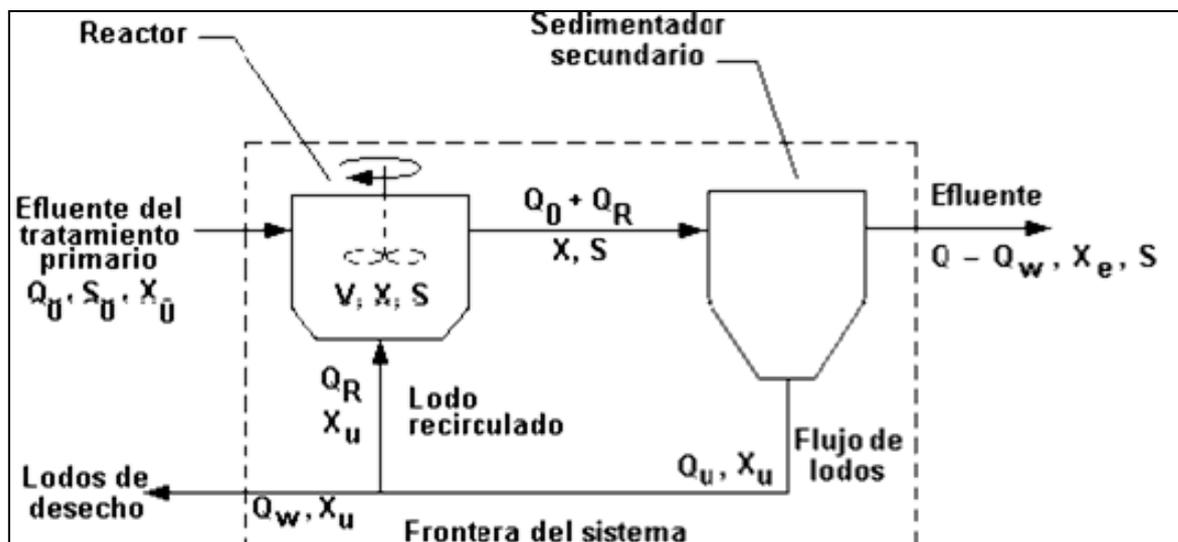


Figura 7 - Sistema de lodos activados con recirculación de lodos

Las ecuaciones de rapidez de la reacción tienen correspondencia con variables del sistema; para un sistema completamente mezclado las ecuaciones de balance de masa se escriben, para biomasa y sustrato, analizando la Figura 7 alrededor de las fronteras del sistema.

En condiciones de estado estable, esto es, sin cambios en las concentraciones de biomasa y sustrato con respecto al tiempo, estas ecuaciones son como sigue:

$$\text{Biomasa entrante} + \text{Biomasa en crecimiento} = \text{Biomasa saliente}$$

La biomasa saliente es la del efluente más el lodo de desecho, luego

$$Q_0 X_0 + V \left[\frac{k_0 S X}{(K_s + S)} - k_d X \right] = (Q_0 - Q_w) X_e + Q_w X_u$$

y para el sustrato

$$Q_0 S_0 + V \left[\frac{k_0 S X}{Y(K_s + S)} \right] = (Q_0 - Q_w) S + Q_w S$$

Siendo:

Q_0, Q_w = Caudales o Gastos del influente y lodos de desecho, respectivamente, m^3/d .

X_0, X, X_e, X_u = concentración de biomasa en el influente, reactor, efluente y flujo inferior del sedimentador (lodos de desecho), respectivamente, kg/m^3

S_0, S = Concentración de alimento (sustrato) soluble en el influente y reactor, respectivamente, kg/m^3

V = volumen del reactor, m^3

K_s, k_0, k_d, Y = Constantes cinéticas, $kg/m^3, d^{-1}, d^{-1}, kg/kg$

Ambas ecuaciones pueden simplificarse asumiendo las siguientes suposiciones:

1. La concentración de biomasa en el influente y efluente son despreciables en comparación con la biomasa en otros puntos del sistema.
2. La concentración de sustrato en el influente S_0 se diluye inmediatamente en el reactor a su concentración S debido al régimen completamente mezclado.
3. Todas las reacciones ocurren en el reactor, esto es, en el sedimentador no ocurre ni producción de biomasa, ni consumo de sustrato.
4. Debido a la suposición 3, el volumen V se refiere sólo al volumen del reactor.

De acuerdo con estas suposiciones, la ecuación de Balance de Biomasa se simplifica a:

$$V \left(\frac{k_0 SX}{(K_s + S)} - k_d X \right) = Q_w X_u \quad \Rightarrow \quad \frac{k_0 SX}{(K_s + S)} - k_d X = \frac{Q_w X_u}{V}$$

$$\Rightarrow \quad \frac{k_0 S}{K_s + S} = \frac{Q_w X_u}{VX} + k_d$$

Y la ecuación de Balance de Sustrato resulta:

$$Q_0 S_0 - V \frac{k_0 SX}{Y(K_s + S)} = Q_0 S - Q_w S + Q_w S \quad \Rightarrow \quad -V \frac{k_0 SX}{Y(K_s + S)} = Q_0 S - Q_0 S_0$$

$$\Rightarrow \quad \frac{k_0 S}{K_s + S} = \frac{Q_0 Y}{V X} (S_0 - S)$$

Combinando ambas expresiones resultantes, se obtiene:

$$\frac{Q_w X_u}{VX} = \frac{Q_0 Y}{V X} (S_0 - S) - k_d$$

El inverso de las expresiones $\frac{Q_w X_u}{VX}$ y $\frac{Q_0 Y}{V}$ tiene un significado físico especial en el sistema de lodos activados.

La cantidad $\frac{V}{Q_0} = \theta$ se denomina tiempo de retención hidráulico en el reactor con base en el gasto del influente.

El cociente de la biomasa total en el reactor entre la biomasa desechada en un tiempo dado $\frac{VX}{Q_w X_u} = \theta_c$ representa el tiempo promedio que los microorganismos pasan en el sistema.

Este parámetro, denominado tiempo de residencia celular es mayor que el tiempo de retención hidráulico dado que la mayor parte de los lodos provenientes del sedimentador son retornados al reactor.

Sustituyendo en la ecuación obtenida, se tiene:
$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y(S_0 - S)}{\theta X} - k_d$$

La concentración de biomasa en el reactor, o sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM), como se denomina comúnmente, está relacionada con el tiempo medio de residencia celular y el tiempo de retención hidráulico, como se demuestra resolviendo la ecuación para X:

$$X = \frac{\theta_c Y(S_0 - S)}{\theta(1 + k_d \theta_c)} - k_d$$

No obstante que esta ecuación indica que acortando el tiempo de retención hidráulico se incrementan los SSLM manteniendo constantes las otras variables, existe un límite a partir del cual esto no es cierto. Cuando el tiempo de retención hidráulico se aproxima al tiempo de regeneración de los microorganismos, las células son lavadas hacia fuera del reactor antes de que ocurra su reproducción. Consecuentemente, X decrece y S se aproxima a S_0 , lo que significa que no se está efectuando el tratamiento.

2.3 Parámetros de diseño

Las principales variables de diseño de los reactores de lodos activados son:

- a) **Carga orgánica másica = factor de carga = La relación sustrato (Alimento) a biomasa (Microorganismos);** ($C_m = f = A/M$); es un indicador de la carga orgánica en el sistema con respecto a la cantidad de sólidos biológicos que hay en el tanque, o en otras palabras, es la masa eliminada de DBO dividida entre la biomasa en el reactor, es decir

$$\frac{A}{M} = \frac{Q(S_0 - S)}{VX}$$

Sus unidades son kilogramos de DBO por kilogramo de biomasa (SSLM) día.

- b) **Concentración de la biomasa (X);** concentración de sólidos suspendidos totales (SS) o volátiles (SSV) en el tanque de aireación TA o licor mezclado (LM).

- c) **Carga orgánica volumétrica**; carga orgánica aplicada diariamente por cada m³ del tanque de aireación, es decir
- $$C_V = \frac{QS_0}{V} = f \cdot X$$

Sus unidades son kilogramos de DBO por metro cúbico por día. Parámetro aplicado en el cálculo del volumen V del tanque de aireación, en el método empírico.

- d) **El tiempo medio de residencia celular, o edad del lodo, θ_c** , es el tiempo medio, en días, que una partícula en suspensión permanece en el proceso. Es el parámetro de diseño más usado comúnmente en la actualidad.

2.4 Variaciones del proceso de lodos activados

Existen muchas variaciones de los sistemas con recirculación de lodos. En algunos casos son diferencias sutiles, tales como tasas de suministro de aire, puntos de aplicación del agua residual o del aire, tiempos de retención, formas del reactor, y métodos de introducción del aire. En otros casos se trata de diferencias drásticas, tales como adsorción y sedimentación previa a la oxidación biológica y el uso de oxígeno puro en vez de únicamente aire.

La Tabla 3 presenta los parámetros típicos de diseño para sistemas de lodos activados.

Referencias de Tabla 3:

θ_c	tiempo medio de residencia celular, en días.
$C_m = f = F/M$	relación sustrato- biomasa, en kg DBO ₅ /kg SSLM.
C_V	carga volumétrica, en kg DBO ₅ /m ³ .
θ	tiempo de retención hidráulico en el tanque de aireación, en horas.
SSLM	sólidos suspendidos en el licor mezclado, en mg/l.
Q_r/Q	razón de recirculación.
R.F.	régimen de flujo.
η	eficiencia de remoción de la DBO ₅ , en por ciento.
FP	flujo pistón
CM	completamente mezclado. Aire abastecido, en m ³ /kg DBO ₅ .

Tabla 3 - Parámetros para tratamiento de agua residual por lodos activados⁴

Proceso	Variante	Parámetros de diseño								Otras características	
		θ_c	$C_m=f$	C_v	X	θ	r%	η	R.F.	Observaciones	Sist. de Aeración
De baja carga $20 < \theta_c < 30$	Aeración Prolongada	20-30	0,04-0,10	0,20-0,40	3,00-6,00	12-36	75-150	85-95	C.M.	Sin sedimentador Primario	Mecánico superficial
	Zanja de oxidación PASVEER	20-30	0,05-0,10	0,20-0,40	3,00-6,00	12-36				75-150	90-98
	Zanja de oxidación profunda de ZEPER (Carrousel)	20-30	0,05-0,10	0,20-0,40	3,00-6,00	12-36	75-150	90-98	F.P.	H=2,50 a 5,00m U=0,26 a 1,4m/s sin sed. primario	Mecánico superficial de eje vertical
	Convencional	3-15	0,20-0,50	0,48-0,64	1,50-3,00	4-8	25-30	85-95	F.P.		Mecánico superficial
De media carga $3 < \theta_c < 15$	Aeración Gradual o decrec.	3-15	0,20-0,40	0,48-0,64	1,50-3,00	4-8	15-30	85-95	F.P.	Variante del proceso convencional	Difusores
	Alimentación escalonada	3-15	0,20-0,60	0,32-0,96	2,00-3,50	6-9	25-75	85-95	F.P.	Se aplica en plantas grandes	Difusores
	Aeración de Mezcla Completa	3-15	0,20-0,60	0,64-0,96	2,00-6,00	3-5	25-100	85-95	C.M.	Variante del proceso convencional	Mecánico superficial
	Contacto	3-15	0,20-0,6	0,32-0,96	1,00-3,00	0,5-1,0	25-100	80-90	F.P.	Unidad de Contacto	Mecánico superficial
Estabilización				4,00-10,00	3-6					Unidad de Estabilización	Difusores
De alta carga $\theta_c < 3$	Aeración modificada	0,2-0,4	1,50-5,00	1,30-2,40	0,50-1,50	1,50-3,0	5-15	60-75	F.P.	Puede obviarse Sed. Primario	Mecánico superficial ó Difusores
	Aeración de alta carga	<3	0,60-5	2,40-6,00	4,00-10,00	0,50-2,0	100-500	70-90	M.C.	Configuración semejante al convencional	Turbina de eje vertical

⁴ Fuente: Norma de Estudio, Criterios de Diseño y Presentación de Proyectos de Desagües Cloacales para localidades de hasta 30.000 habitantes – Cuadro N° 11.8.A

2.5 Consideraciones de diseño

En el diseño de los sistemas de lodos activados deben considerarse muchos factores. Se requiere efectuar una selección de las variaciones del proceso y de los tipos de reactores que son compatibles con las características del agua residual. También es necesario considerar factores externos tales como los costos de construcción, las dificultades y costos de operación y mantenimiento y las limitaciones de espacio. Es común que el ingeniero seleccione varios esquemas para analizar con detalle los más prometedores. Se determinan las constantes biológicas asociadas con el agua residual y con el reactor, y se cuantifican los parámetros de operación que producirán el grado de tratamiento deseado. Se elabora entonces un diseño preliminar de cada alternativa, y se selecciona la más adecuada para efectuar su diseño detallado para su construcción.

Debido al volumen de reactor requerido, los sistemas de aireación prolongada se recomiendan para gastos menores de $7.500 \text{ m}^3/\text{d}$. Con excepción de los sistemas de oxígeno puro, los procesos de alta tasa producen un lodo difícil de sedimentar y comúnmente no se usan cuando se requiere un efluente de alta calidad. Cuando se presentan amplias fluctuaciones del gasto, son más recomendables los reactores completamente mezclados que los de flujo pistón, ya que en los primeros la dilución instantánea en el aireador amortigua las cargas repentinas, mientras que en un sistema de flujo pistón dichas cargas se transportarían a través de él ocasionando características variables del efluente. En los casos donde la carga es razonablemente constante los sistemas de flujo pistón producen un lodo maduro con excelentes características de sedimentación.

Es importante considerar la interdependencia del reactor biológico y el sedimentador secundario. Las concentraciones altas de biomasa y los periodos de aireación pequeños pueden producir buenas eficiencias de tratamiento con respecto a la DBO soluble. Sin embargo, los ahorros logrados con el volumen del tanque de aireación se anulan debido al gran tamaño del sedimentador secundario requerido para clarificar el efluente y espesar el lodo. A causa de las limitaciones del espesamiento, el sedimentador secundario comúnmente alcanza los límites superiores de las concentraciones de biomasa en el reactor.

Capítulo 3: SELECCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO.

En este capítulo, se exponen y extractan de 2 estudios preliminares, la identificación de la situación o marco de la localidad para la que se pretende dar solución al tratamiento de sus líquidos cloacales, y las conclusiones a las que se arribaron (emplazamiento y método o sistema de tratamiento recomendado) para dar paso a la licitación, adjudicación y ejecución de la obra:

- El Estudio de Impacto Ambiental (EIA).
- Y el PLAN DIRECTOR DE DESAGÜES CLOACALES (PD).

3.1 Condición anterior del tratamiento de efluentes cloacales.

Andacollo se ubica en el noroeste de la Provincia del Neuquén, a 1113 m s. n. m., en el sur del Departamento Minas.

La planta urbana se localiza a una cota de +120 m sobre la cota del pelo de agua del río Neuquén, en un valle circular ubicado en la rivera izquierda del río Neuquén, enmarcado hacia un lado por el Cañadón de los Pirquineros, hacia el lado opuesto por la Cañada del Durazno y la Cañada de la Cabra, hacia el Norte por el cañadón hacia el cauce del río Neuquén y hacia el Sur por la formación montañosa que la rodea, generando estos accidentes topográficos desniveles en el orden de los 80 metros.

La localidad cuenta en un 65 % de la superficie de la planta urbana, con redes de colectoras cloacales, las que se han realizado conforme fue creciendo la planta urbana con el correr de los años, sin proyecto integral ni “Plan Director” lo que resultó en redes que no responden en absoluto con las normas vigentes tanto del Ente Provincial de Agua y Saneamiento (EPAS) como así tampoco del Ente Nacional de Obras Hídricas y de Saneamiento (ENOHSa).

El vuelco de los líquidos cloacales al río se realiza en por lo menos 6 puntos, de los cuales 4 de ellos son los de mayor caudal, sumándose pequeños vuelcos individuales que realizan las viviendas construidas a orillas de los cañadones.

En la figura 8⁵ se indican las cuatro (4) descargas de líquidos cloacales de mayor importancia o con mayor volumen de líquidos, los que se vierten en estado “crudo” sin ningún tipo de tratamiento ni desinfección.

⁵ Fuente: *Estudio de Impacto Ambiental*.

El Plan Director abordó la problemática de la ejecución de una red que capte el agua servida de todo el casco urbano, conduciéndola a la futura Planta de tratamiento, a emplazar en el Noroeste de la localidad.

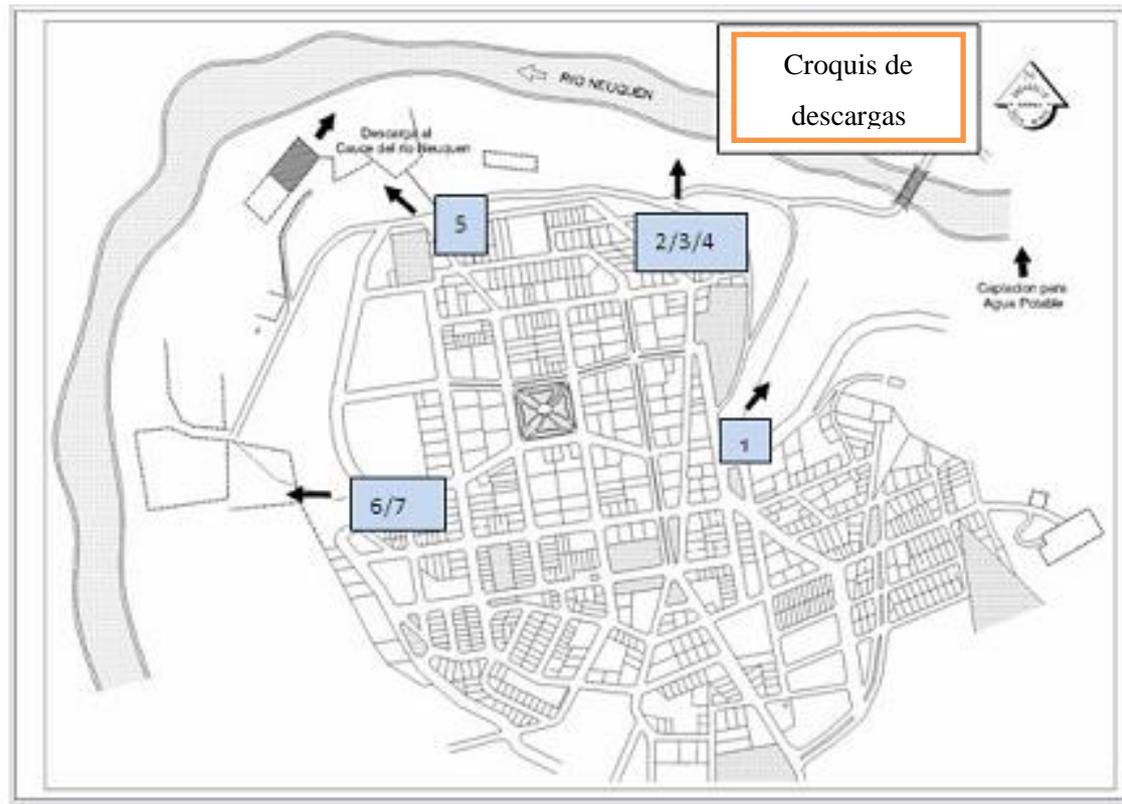


Figura 8 - Croquis de descargas de líquidos cloacales de mayor importancia.

3.2 Características del agua servida anterior

Como ya se mencionó, se vierten los líquidos domiciliarios cloacales en estado crudo.

A continuación, se muestra el resultado de la toma de 3 muestras⁶ en puntos de descarga al río.

- Muestra 1:

		Protocolo EF00000747		
Solicitante	DPTO. PLANTAS DE TRATAMIENTO	Fecha emisión	17/10/2011	N015099
Localidad	ANDACOLLO	Fecha toma muestra	28/10/2008	
Sitio toma muestra	ARROYO EL MINERO	Fecha recepción	30/10/2008	
Extraída por	MORALES PABLO	Departamento	MINAS	
Observaciones				

Determinación	Unidades	Valor Ref.	Resultado
00060 TEMPERATURA - EF	°C (DC)	45	16,6
00061 POTENCIAL OXIDO- REDUCCION - EF	mV (DC)		- 57,30
00063 SOLIDOS SEDIMENTABLES 10' - EF	ml/l	0.5	0,40
00064 SOLIDOS SEDIMENTABLES 30' - EF	ml/l	1	0,40
00066 SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS - EF	mg/l		38,5
00067 SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES-EF	mg/l		58,5
00068 SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES - EF	mg/l		96,9
00069 OXIGENO DISUELTO INICIAL	mg/l		0,20
00070 D.B.O. 5 DIAS - EF	mg/l	200	160,0
00071 D.Q.O.	mg/l	500	291,00
00072 NITROGENO AMONIACAL	mg/l N-NH3		43,93
00073 FOSFORO TOTAL - EF	mg/l		6,99
00074 NITRATOS	mg/l NO3		< 0,010
00075 DETERGENTE S.A.A.M. - EF	mg/l	2	6,15
00076 NITROGENO TOTAL KJELDAHL - EF	mg/l	30	64,06
00082 PH - EF	(DC)	6.5 - 9	8,05

Los valores de referencia corresponden a los citados en la "Tabla de Parámetros y Límites Máximos Permisibles" de la Ley de la Resolución 181/2000, Anexo I.
(*) Valor de referencia extraído del Código de Aguas, Ley de la Provincia N° 899.

⁶ Fuente: EPAS.

• Muestra 2:

	Provincia del Neuquen Ministerio de Empresas Públicas Ente Provincial de Agua y Saneamiento Departamento Control de Calidad de Servicios	Protocolo EF00000748	
Solicitante Localidad Sitio toma muestra Extraída por Observaciones	DPTO. PLANTAS DE TRATAMIENTO ANDACOLLO DESCARGA RUTA 43 MORALES PABLO	Fecha emisión Fecha toma muestra Fecha recepción Departamento	17/10/2011 28/10/2008 30/10/2008 MINAS
		N015099	

Determinacion	Unidades	Valor Ref.	Resultado
00060 TEMPERATURA - EF	°C (DC)	45	14,7
00061 POTENCIAL OXIDO- REDUCCION - EF	mV (DC)		- 47,20
00063 SOLIDOS SEDIMENTABLES 10' - EF	ml/l	0.5	0,60
00064 SOLIDOS SEDIMENTABLES 30' - EF	ml/l	1	0,60
00066 SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS - EF	mg/l		47,1
00067 SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES-EF	mg/l		55,4
00068 SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES - EF	mg/l		102,5
00069 OXIGENO DISUELTO INICIAL	mg/l		0,30
00070 D.B.O. 5 DIAS - EF	mg/l	200	138,0
00071 D.Q.O.	mg/l	500	302,00
00072 NITROGENO AMONIACAL	mg/l N-NH3		39,05
00073 FOSFORO TOTAL - EF	mg/l		6,54
00074 NITRATOS	mg/l NO3		7,270
00075 DETERGENTE S.A.A.M. - EF	mg/l	2	6,00
00076 NITROGENO TOTAL KJELDAHL - EF	mg/l	30	58,57
00082 PH - EF	(DC)	6.5 - 9	7,88

Los valores de referencia corresponden a los citados en la "Tabla de Parámetros y Límites Máximos Permisibles" de la Ley de la Resolución 181/2000, Anexo I.
 (*) Valor de referencia extraído del Código de Aguas, Ley de la Provincia N° 899.

• Muestra 3:

	Provincia del Neuquen Ministerio de Empresas Públicas Ente Provincial de Agua y Saneamiento Departamento Control de Calidad de Servicios	Protocolo EF00000749	
Solicitante Localidad Sitio toma muestra Extraída por Observaciones	DPTO. PLANTAS DE TRATAMIENTO ANDACOLLO DESCARGA CALLE VARVARCO MORALES PABLO	Fecha emisión Fecha toma muestra Fecha recepción Departamento	17/10/2011 28/10/2008 30/10/2008 MINAS

Determinación	Unidades	Valor Ref.	Resultado
00060 TEMPERATURA - EF	°C (DC)	45	14,7
00061 POTENCIAL OXIDO- REDUCCION - EF	mV (DC)		- 42,70
00063 SOLIDOS SEDIMENTABLES 10' - EF	ml/l	0.5	0,10
00064 SOLIDOS SEDIMENTABLES 30' - EF	ml/l	1	0,10
00066 SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS - EF	mg/l		12,1
00067 SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES-EF	mg/l		35,8
00068 SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES - EF	mg/l		47,9
00069 OXIGENO DISUELTO INICIAL	mg/l		0,20
00070 D.B.O. 5 DIAS - EF	mg/l	200	120,0
00071 D.Q.O.	mg/l	500	207,00
00072 NITROGENO AMONIACAL	mg/l N-NH3		40,88
00073 FOSFORO TOTAL - EF	mg/l		6,43
00074 NITRATOS	mg/l NO3		< 0,010
00075 DETERGENTE S.A.A.M. - EF	mg/l	2	6,11
00076 NITROGENO TOTAL KJELDAHL - EF	mg/l	30	57,35
00082 PH - EF	(DC)	6.5 - 9	7,77

Los valores de referencia corresponden a los citados en la "Tabla de Parámetros y Límites Máximos Permisibles" de la Ley de la Resolución 181/2000, Anexo I.
 (*) Valor de referencia extraído del Código de Aguas, Ley de la Provincia N° 899.

3.3 Normativa Vigente en materia de agua.

Se extractan de la legislación vigente y de aplicación, los parámetros de vertido a cuerpos de agua, dado que el sistema de tratamiento culmina con el líquido tratado conducido al río Neuquén como cuerpo receptor.

I. Leyes provinciales:

- **Ley de Aguas, N° 899 - “Código de Aguas”; Regula el uso de los recursos Hídricos.**
- **Decreto Reglamentario 790/99** – Reglamentación del “Código de Aguas”, del 30 de marzo de 1999.

Artículo 1º, Autoridad de aplicación de la Ley 899, la Dirección General de Recursos Hídricos...

Artículo 3º: Fíjese como valores permisibles del vertido de efluentes a los cuerpos de agua los valores que se detallan en el Anexo II del presente Decreto⁷.

- **Ley N° 1.763, creación del Ente Provincial de Agua y Saneamiento (EPAS).**

Artículo 3º: Es función del Ente dictar normas y ejercer el poder de policía sobre los sistemas de tratamiento y provisión de agua y de recolección y tratamiento de líquidos cloacales y residuales.

- **Resolución N° 181/00**, del 28/07/2000, Reglamentación de Ley 1763, establece la calidad de los efluentes a ser descargados a los recursos hídricos Provinciales y las medidas para cumplir esas normas, estableciendo límites máximos en su Anexo I⁸.

⁷ Ver Anexo I – DECRETO 790/99 Límites permisibles en el vertido a curso de agua.

⁸ Ver Anexo II – Tabla de Parámetros y Límites Permisibles.

3.4 Alternativas de Tratamiento y Selección para Proyecto de Licitación

El líquido a tratar es de residuos domiciliarios, entonces, de la Tabla de la Figura 1.8 - Operaciones y procesos unitarios utilizados para eliminar la mayoría de contaminantes presentes en el agua residual. (Metcalf & Eddy, 1996), en principio, las opciones de los sistemas de tratamientos aplicables surgen de considerar como principal contaminante a la “Materia orgánica biodegradable”, luego, el sistema de tratamiento óptimo debe elegirse de:

- Variaciones de lodos activados.
- Película fija: filtros percoladores o discos biológicos.
- Variaciones de lagunaje.
- Filtración intermitente de arena.
- Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno.
- Sistemas fisicoquímicos.

Por otro lado, el resultado del tratamiento debe también garantizar la eliminación de patógenos.

- Los sistemas fisicoquímicos requieren de personal especializado e incluir en el costo de operación el de los aditivos, razones por las que se descarta esta opción.
- Una planta de filtración por arena, intermitente, bien operada, dará un efluente estable, transparente y cristalino, casi completamente oxidado y nitrificado. Puede esperarse una eliminación global de 95 % de la DBO, o más, así como de los sólidos suspendidos en las aguas negras crudas.

En comparación con otros procesos de tratamiento de aguas negras, este requiere grandes superficies de terreno, con costos de construcción por volumen unitario alto de aguas negras tratadas y un mantenimiento de la limpieza de los filtros también costoso. El uso de filtros de este tipo queda limitado a los usos en que el volumen de aguas negras por tratar es pequeño o cuando se necesita una calidad excepcionalmente alta del efluente. Se han empleado con eficacia para el tratamiento adicional de efluentes de tratamientos secundarios, pero no es éste el caso.

- Los sistemas de película fija requieren elevados costos de implementación, razón por la cual también se descartan como opciones.

En concordancia con esto, las dos alternativas que se plantean en el Proyecto del Plan Director, son

- I. Lagunas de estabilización aireadas de mezcla completa.
- II. Proceso de Lodos Activados – Aireación Convencional y Digestión Aeróbica de Lodos.

Finalmente, el sistema escogido, es el Proceso de Lodos Activados, dado que, en el predio disponible para la planta, era inviable la alternativa de Lagunas, por falta de superficie necesaria.

La superficie del terreno es de $40\text{ m} \times 80\text{ m} = 3.200\text{ m}^2$. El predimensionado para las lagunas, proponía 2 series de 3 lagunas; cada laguna de $40\text{ m} \times 27,50\text{ m} = 1.100\text{ m}^2$.

Capítulo 4: PROYECTO EJECUTIVO - DISEÑO DE LA PLANTA

4.1 Población, Caudales y Parámetros de Diseño.

Para la obtención de los Caudales de cálculo, en el Proyecto Ejecutivo (PE) hacen una actualización en función del nuevo año 0 o estado inicial en 2012, manteniendo las consideraciones del Plan Director (PD), para calcular la proyección de la población máxima a 10 y a 20 años.

Con una Dotación por habitante de 320 litros/día y carga de DBO allí definidos, los parámetros o Datos de Diseño son los expuestos en el siguiente Cuadro.

Tabla 4 - Población, Caudales y Parámetros de Diseño.

	1ra ETAPA (2012-2022)	2ª ETAPA (2032)
TIPO DE POBLACION	Permanente.	Permanente.
POBLACION	4251 a 6108 habitantes.	Hasta 7752 habitantes.
DOTACION DE CAUDAL	320 lpd/habitante	320 lpd/habitante
CAUDAL MEDIO DIARIO	1088 a 1564 m ³ /d	Hasta 1985 m ³ /d
CAUDAL MAX DIARIO DISEÑO	63,5 a 91,2 m ³ /hora.	Hasta 115 m ³ /hora
CAUDAL MAX HORARIO DISEÑO	114,26 a 164,19 m ³ /hora.	Hasta 208 m ³ /hora.
CONCENTRACION DBO. INFLUENTE	250 mg/l	250 mg/l
CARGA DE DBO.	255 a 366 Kg. DBO/día	Hasta 465 Kg. DBO/día
EFLUENTE	menor de 35 mg/l	menor de 35 mg/l

En la primera etapa (años 2012-2022) el proyecto ejecutivo se elabora para disponer el sistema de tratamiento para la población máxima $P_{10}(2022)$ de 6.108 habitantes a ese horizonte.

Una segunda etapa permitiría ampliar esta capacidad para la $P_{20}(2032)$ de 7.752 habitantes; para ese entonces se evaluará si es necesario la construcción de otro módulo o solo se requiere instalar equipos de mayor capacidad.

4.2 Componentes de la Planta - Sistema de Tratamiento.

4.2.1 Pozo de Bombeo.

- Función: Regularizar el caudal y presión manométrica que ingresa del afluente y se impulsa al reactor biológico (Cámara de aeración). El afluente se compone del efluente crudo proveniente de la red de la localidad (del que se retienen las partículas discretas mayores a 40 mm.), los desagües de la planta (de oficina y laboratorio) y espumas del sedimentador secundario, salas de equipos y sobrenadante del digester – espesador para ser impulsados a la Cámara de Rejas Finas.
- Diseño: El Pozo de Bombeo y la Cañería de Impulsión serán dimensionada para una Población a 20 años y el Equipo de Bombeo para una Población a 10 años (Etapa I).

El pozo de bombeo es un tanque semienterrado cilíndrico de hormigón armado, de **4 metros de diámetro interior**. La profundidad del pozo es función de sumar la tapada y el diámetro del caño afluente, la altura de la reja canasto, la altura del nivel de agua entre cotas de arranque y de parada de bombas (altura útil), la altura mínima de agua para que la bomba no trabaje en vacío y el espesor del piso de hormigón. **Resultado de todo ello la profundidad del pozo desde el Terreno Natural es 5,73 metros. Con una revancha sobre el Terreno Natural de 28 cm, la altura total del Pozo es de 6,01 metros.** Solidario al pozo, se construye una cámara de válvulas donde se alojan válvulas de retención y esclusa, y Manifold de conexión a cañería de impulsión al reactor.

La cañería de Impulsión es **caño PVC Ø 250 mm clase 6 de Di = 235,4 mm.**

Equipo de Bombeo para la Población a 10 años (Etapa I): **2 electrobombas Flygt, modelo NP 3127.180 HT de 4.5 HP.** Para la población final (a 20 años) se prevé la colocación de una tercera bomba en el diseño del pozo de bombeo, tenido en cuenta en dimensiones de tapas y cámaras.

En la Figura 9, extraída de Planos de Proyecto Ejecutivo se observan los componentes del Pozo.

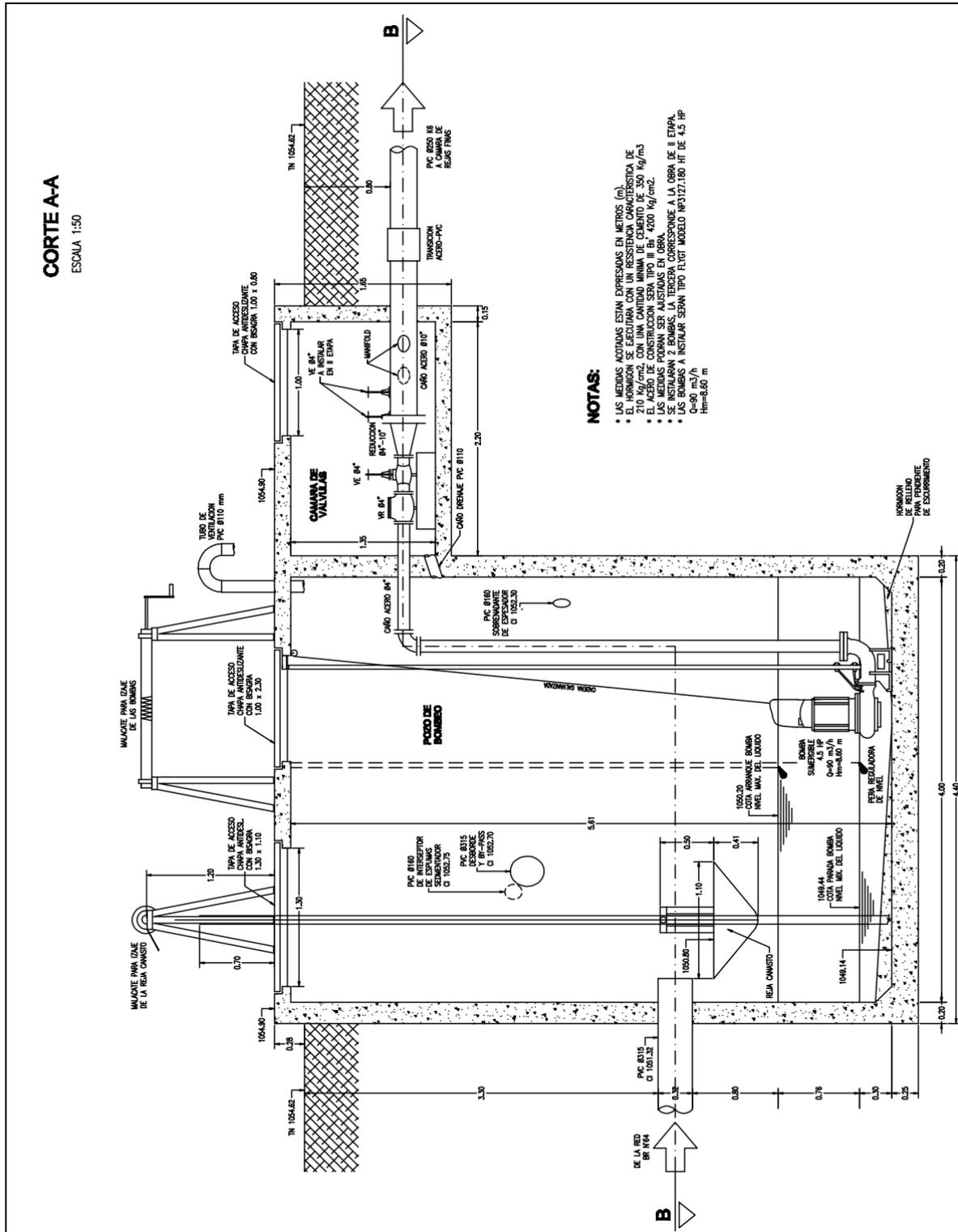


Figura 9 - Vista en Corte del Pozo de Bombeo.

4.2.2 Cámara de rejas finas.

- Función: Filtrar partículas de diámetro superior a 25 milímetros que son removidos manualmente mediante horquillas
- Diseño: Cámara o pileta de hormigón armado de paredes de 20 cm. de espesor de 2 x 2 x 1,70. Las rejas son de hierro, de 1 cm. de espesor, colocadas formando un ángulo de 60° con la horizontal en un marco de 2 m de ancho por 1 m de alto.

El líquido pasa a una cámara contigua de 2 x 2 x 1,30 donde se suma al líquido recirculado del sistema (aportado a través de un vertedor triangular para medir los barros que se recirculan) para posteriormente verter al reactor.

4.2.3 Cámara o Tanque de Aireación (TA).

- Función: Cámara o reactor aeróbico donde por oxidación biológica se reducen las cantidades de materia orgánica hasta valores aptos para el vertido en el cuerpo receptor. En este reactor el líquido cloacal afluente (alimento o sustrato, S) es mezclado con lodo proveniente de la sedimentación secundaria (Biomasa activa recirculada, X), su comportamiento está previsto como de Mezcla Completa incorporando el oxígeno necesario mediante aeración por difusores de burbuja fina.

El licor mezclado (LM) formado es sometido a agitación para:

- Mantener los sólidos en suspensión, favoreciendo el contacto y la floculación de la materia orgánica soluble y coloidal.
- Incorporar el oxígeno requerido en el proceso. La transferencia de oxígeno al licor mezclado se realiza a través de la inyección de aire mediante difusores de membranas elásticas de burbujas finas ubicados en el fondo de la masa líquida del reactor.
- Diseño: Reactor de Mezcla Completa, de sección cuadrada, de 17 mts. de largo y 4,5 mts. de altura total. Altura del pelo líquido: 4 m.

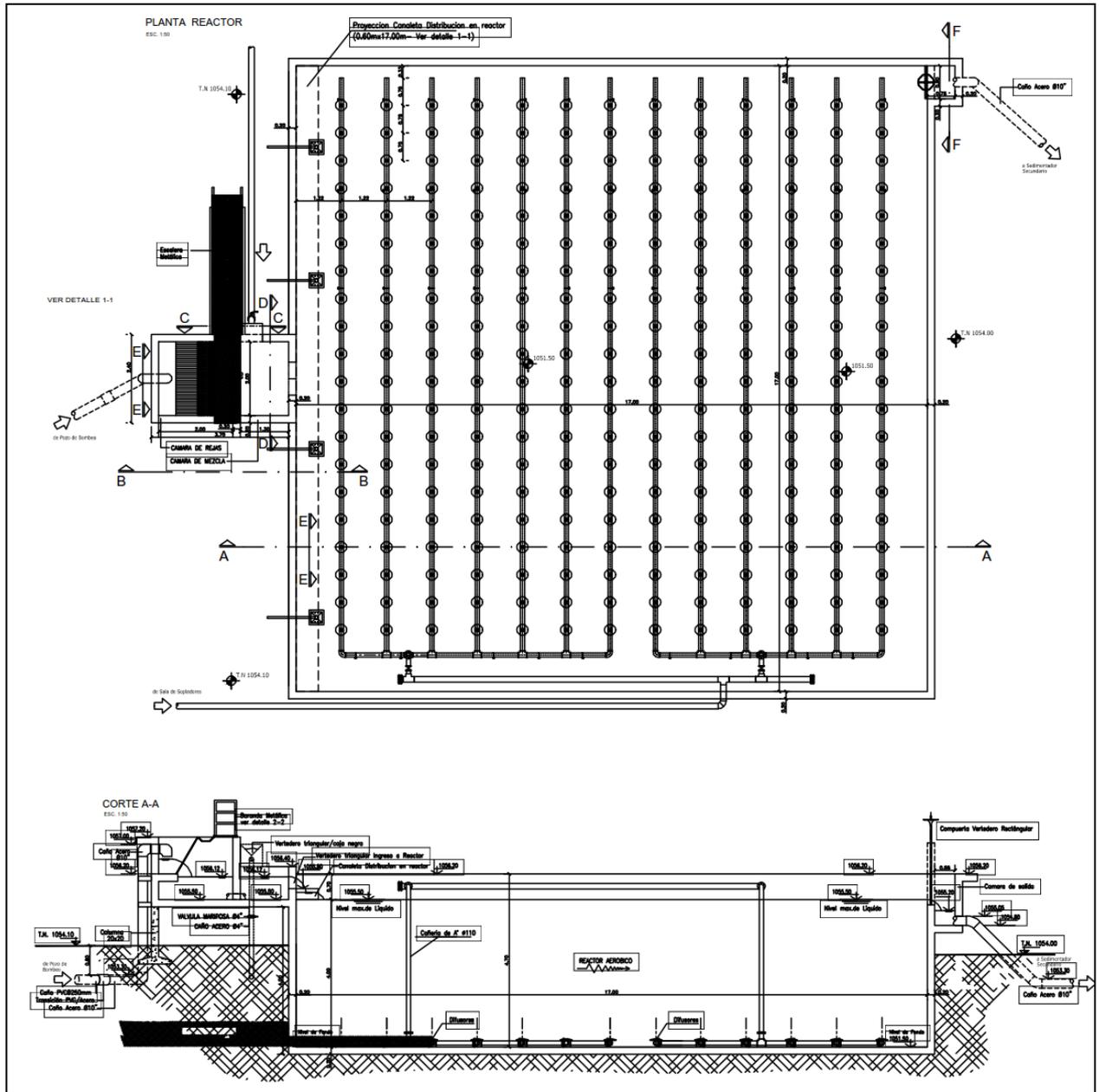


Figura 10 - Vista en Planta y Corte de Tanque de Aireación.

Se diseñan todos los elementos de conducción para el ingreso, aforo y salida de líquidos.

Vertedero Triangular/Caja Negra: El caudal de ingreso de los lodos recirculados proveniente del sedimentador secundario ingresa a una cámara de mezcla a través de un vertedor triangular de aforo. Ver Figura 11.

Vertedero Triangular / Ingreso a Reactor: El líquido crudo más los lodos de recirculación, pasan a través de un vertedero triangular que permite la medición del caudal a tratar, este líquido se distribuye a lo largo de toda la canaleta lateral. Ver Figura 12.

Canaleta lateral de Distribución en el reactor: Se compone de 19 vertederos, conforme al diseño de Figura 13.

Cámara de Salida a Sedimentador Secundario: El licor mezcla saldrá del reactor por una cámara, en la cual será posible regular el nivel de líquido del reactor mediante el accionamiento de una compuerta. Ver Figura 14.

Difusores: Se colocan en el fondo del reactor, profundidad: 4 metros. Difusores tipo DURA-DISC Wilfley Weber DPR-10-21 o 10-34. Cantidad de difusores en el reactor = 256.

Cantidad de aire por difusor = 5,86 m³/h; Superficie difusión = 0,005 m².

Material: Anillo empotramiento = polipropileno; Resorte montura = EPDM; Tubería de fondo = SS ò PVC; Soportes = SS. Ver Figura 15.

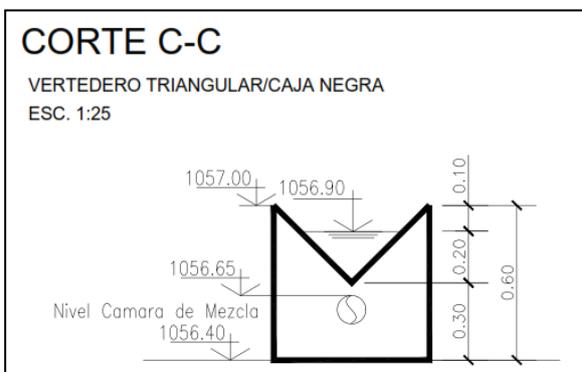


Figura 11 – Vertedero Triangular / Caja Negra

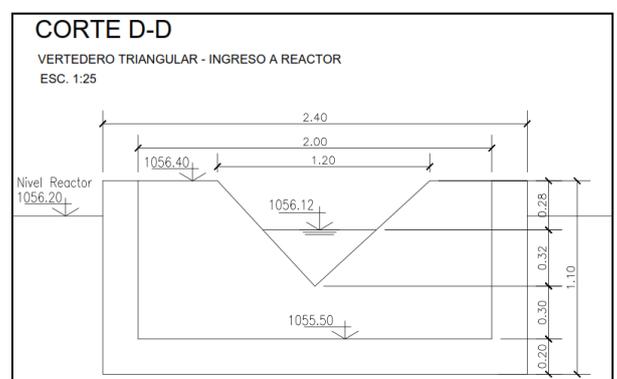


Figura 12 – Vertedero de Ingreso al Reactor.

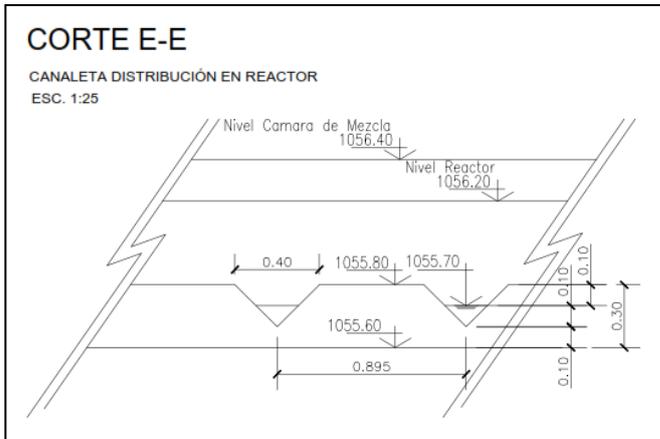


Figura 14 – Canaleta de Distribución en Reactor.

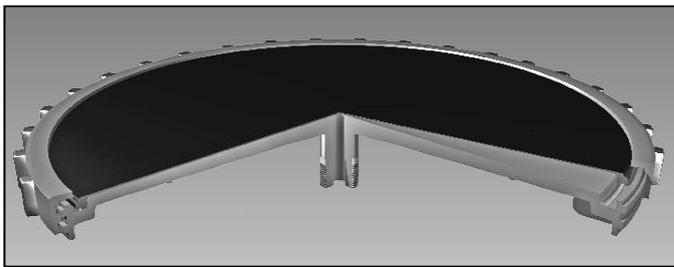


Figura 15 – Diafragma de Burbuja Fina.

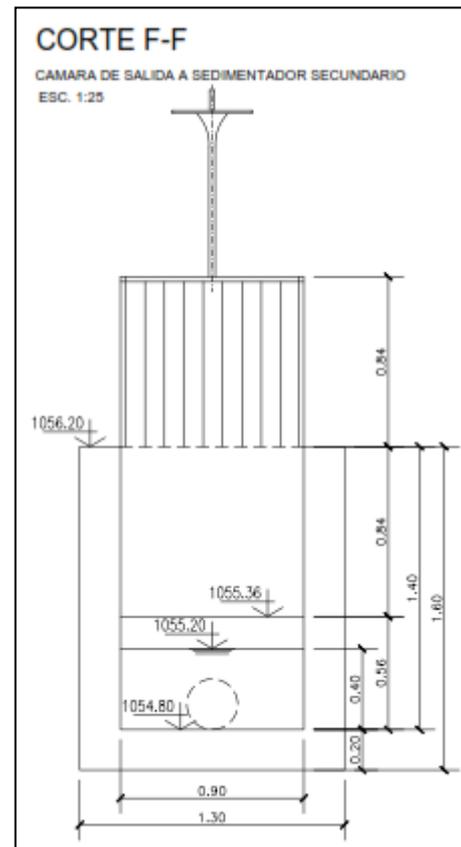


Figura 13 – Cámara de Salida a Sedimentador Secundario.

4.2.4 Sedimentador Secundario.

- Función: Clarificar el efluente y espesar los lodos; ambas funciones están relacionadas directamente con el área superficial.

El licor mezcla proveniente del reactor biológico se conducirá al sedimentador secundario a través de una cañería de diámetro mínimo 250mm e ingresará al mismo por una columna central. El líquido clarificado saldrá a través del perímetro del sedimentador, sobre el cual se instalarán vertederos triangulares a fin de uniformizar la salida a lo largo de toda la periferia. Los sólidos sedimentables serán barridos hacia una tolva central donde se ubicará la succión de las bombas de recirculación.

Para el efecto de barrido superficial se contará con una canaleta de retención de espumas que se instala en paralelo con los vertederos perimetrales triangulares de salida, con un puente barreador radial de accionamiento perimetral y velocidad regulable que contará con un

barredor de fondo y uno de superficie. Este último tendrá como cometido el vuelco de las espumas en una tolva (embudo) ubicada estratégicamente para su reprocesamiento.

En superficie debe resultar un efluente suficientemente clarificado para ajustarse a las normas de descarga al cuerpo receptor y en el fondo un lodo concentrado de sólidos biológicos minimizando el volumen a manejar.

Espesar la suspensión de concentración X de sólidos suspendidos proveniente del reactor (Suspensión Concentrada, $X > 1.000 \text{ mg/l}$) por decantación ocurre por Sedimentación del Tipo 3, generando en el fondo una suspensión concentrada X_u .

Tabla 5 – Tipo de Sedimentación vs. Características y Concentración de Sólidos Suspendidos.

SEDIMENTACIÓN DEL TIPO 1	SEDIMENTACIÓN DEL TIPO 2	SEDIMENTACIÓN DEL TIPO 3
Una <i>suspensión diluida</i> es aquella en la que la concentración de partículas no es suficiente para provocar un desplazamiento significativo del agua conforme aquéllas se sedimentan, o en las que las partículas no están lo suficientemente cercanas entre sí para que ocurra alguna interferencia en sus respectivos campos de velocidades.	Una <i>suspensión concentrada</i> es aquella en la que las partículas están tan cercanas entre sí, que sus campos de velocidades se traslapan con los de las partículas vecinas y se produce un desplazamiento significativo del agua hacia arriba conforme las partículas se sedimentan.	
Es el tipo de sedimentación de partículas discretas en suspensiones diluidas. Las partículas <i>discretas</i> son aquellas cuyo tamaño, forma y densidad específica no cambian con el tiempo.	Es el tipo de sedimentación que incluye a las partículas floculentas en suspensiones diluidas. Las partículas <i>floculentas</i> ¹ son aquellas cuya superficie tiene propiedades tales que se agregan (coalescen ²), con otras partículas con las que entran en contacto.	

- Diseño: De Planta circular, con puente barredor de lodos de fondo y de superficie de natas.
Caudal Ingrediente: $Q_{C10} = 1.564 / 24 = 65,17 \text{ m}^3/\text{h}$; $Q_{D10} = 2.189 / 24 = 91,2 \text{ m}^3/\text{h}$
Dimensiones del Sedimentador obtenido:

Diámetro	Ø	13,00	m
Área	A	132,73	m ²
Altura, tirante líquido	h	3,00	m
Tiempo de permanencia	t	2,5 a 3	hs
Volumen Sedimentador	Vs	398,10	m ³

Para la recirculación de los lodos al Digestor se instalan 2 (dos) bombas tipo “NEMO” Modelo NM038-BY-01L-06B, las condiciones de operación son para lodo biológico, caudal nominal de $65,17 \text{ m}^3/\text{h}$.

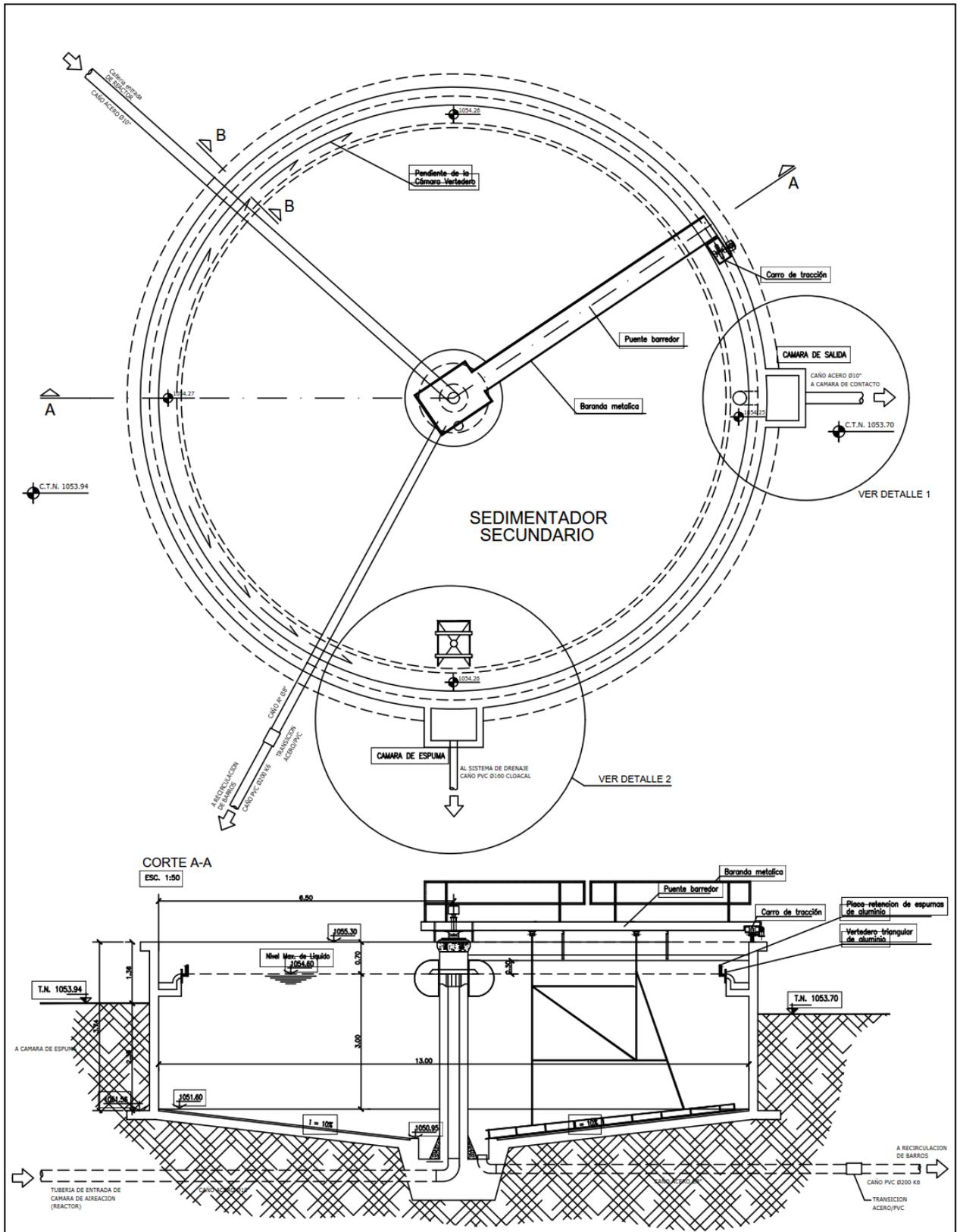


Figura 16 - Vista en Planta y Corte de Sedimentador Secundario.

4.2.5 Digestor-Espesador.

- **Función:** De la totalidad de los lodos extraídos del sedimentador secundario, parte son recirculados al reactor biológico y el excedente derivado para alimentar el digestor aeróbico de lodos, cuya función es estabilizar (una vez que el sustrato se ha consumido, los microorganismos entran en fase de respiración endógena) y concentrar los lodos para su disposición final.

El sistema de aireación previsto para el digestor será similar al seleccionado para el reactor biológico. Este sistema funcionará intermitentemente para permitir que los fangos digeridos se concentren y puedan enviarse al sistema deshidratador de lodos.

El sobrenadante se recicla hacia la sala de bombeo. Esto se debe a que el sobrenadante tiene gran cantidad de sólidos suspendidos, DBO₅, NTK y P total.

- **Diseño:** el procedimiento de diseño es el mismo que para reactores de lodos activados, propuesto de geometría circular y fondo cónico con una pendiente del 10%.

Dimensiones/características del Digestor:

Volumen Digestor	V_D	75	m^3
Diámetro	\emptyset	4,5	m
Área	A	15,9	m^2
Altura, tirante líquido	$h_{\text{útil}}$	4,72	m
Altura total	H_{total}	5,30	m
Tiempo de permanencia	t	8,21	días

Para el sistema de aireación se ha adoptado, en forma similar al reactor biológico, el de difusión por burbujas finas mediante sopladores del tipo Roots. Número de difusores: 46.

A fin de mensurar los caudales derivados al Digestor, al ingreso de la misma se contará con un aforador mediante vertedero triangular y una válvula para regular los caudales.

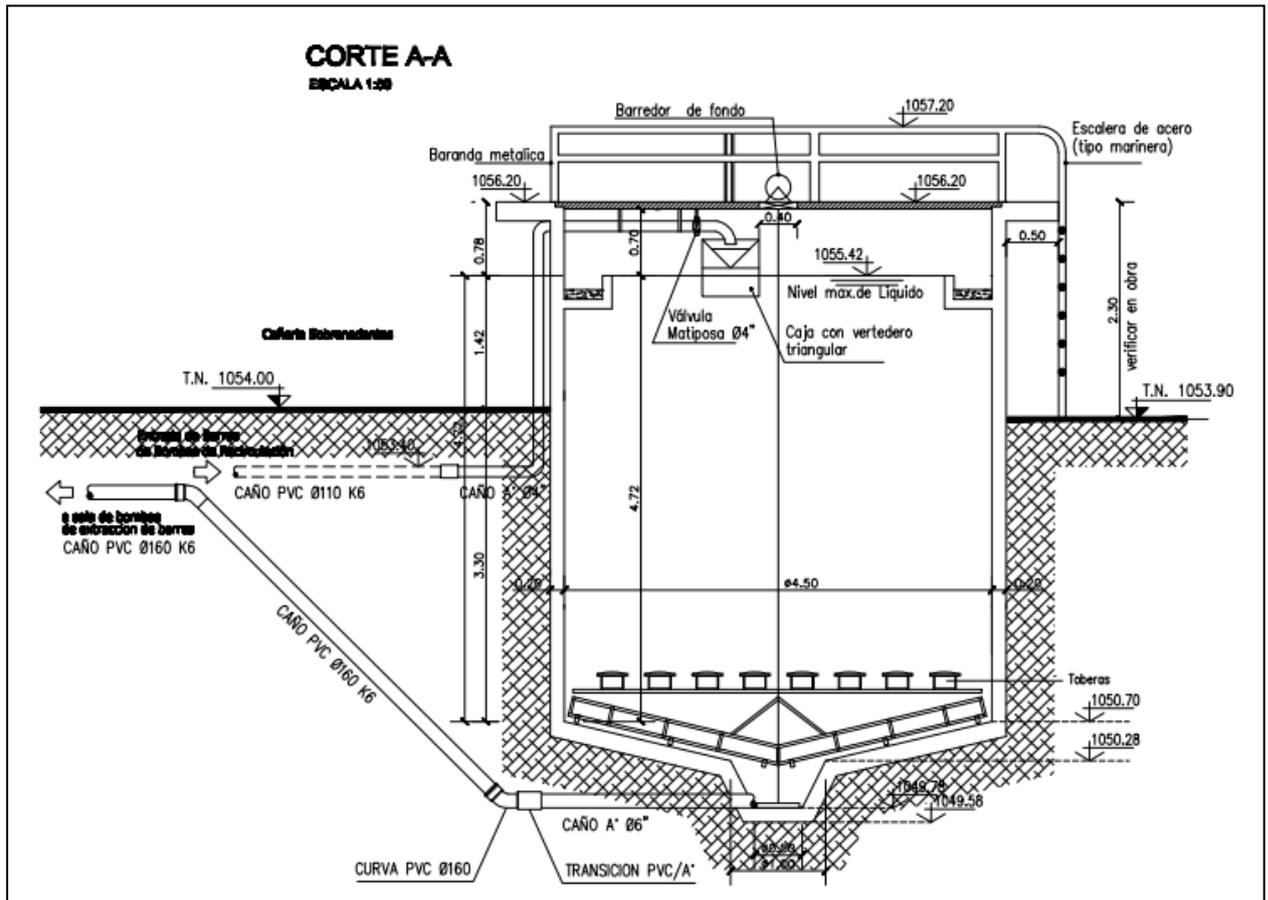


Figura 17 – Vista en Corte de Digestor/Espesador de Barros.

4.2.6 Deshidratador de Lodos.

- Función: Deshidratación de los lodos mediante un sistema de alto rendimiento centrífugo de decantación (Decanter), obteniendo la separación de una fase líquida y la concentración en una fase sólida.
- Diseño: El Decanter se ubica en una SALA DE BARROS, dentro de la OFICINA-LABORATORIO, donde también se hallan las BOMBAS de recirculación de barros y la SALA DE SOPLADORES.

En esta sala se ubicarán además los tanques para preparación de la solución de los productos químicos (polielectrolito, cloruro férrico, etc.) necesarios para el acondicionamiento previo a la disposición final de los lodos. La dosificación se efectúa a través de dos bombas

dosificadoras a diafragma para la dosificación de dichos productos, el punto de inyección surgirá con los ensayos.

La descarga del líquido clarificado es por salida libre a través de colector con salida vertical, y la descarga de sólidos a través de una moega (pieza cónica por donde cae).

En el piso de todas las salas se colocan canaletas de drenajes necesarias para la evacuación de las fugas de líquidos que se conducen pozo de ingreso para su tratamiento. Se instalan grifos de limpieza general del recinto.

La selección del equipo deshidratador se basa en los siguientes requerimientos:

Tipo de barro: barros secundarios digeridos y espesados.

pH: 6 -8

Concentración de sólidos inicial: 28 Kg/m³

SST: 3,5 kg/m³

Requiere una maquina con una carga hidráulica: 12 – 16 m³/h @ 1%

Carga de Sólidos máx.: 220 kg/h en base seca

Sólidos secos: 18 – 20 %

Eficiencia \geq 96 %

Se instala 1 una centrifuga tipo ALDEC 10 o similar, – Rotor AISI 316 – el material de las piezas en contacto con el lodo será AISI 316 – de 5 HP – Arranque estrella triángulo.



Figura 18 – Centrifuga ALDEC 10.

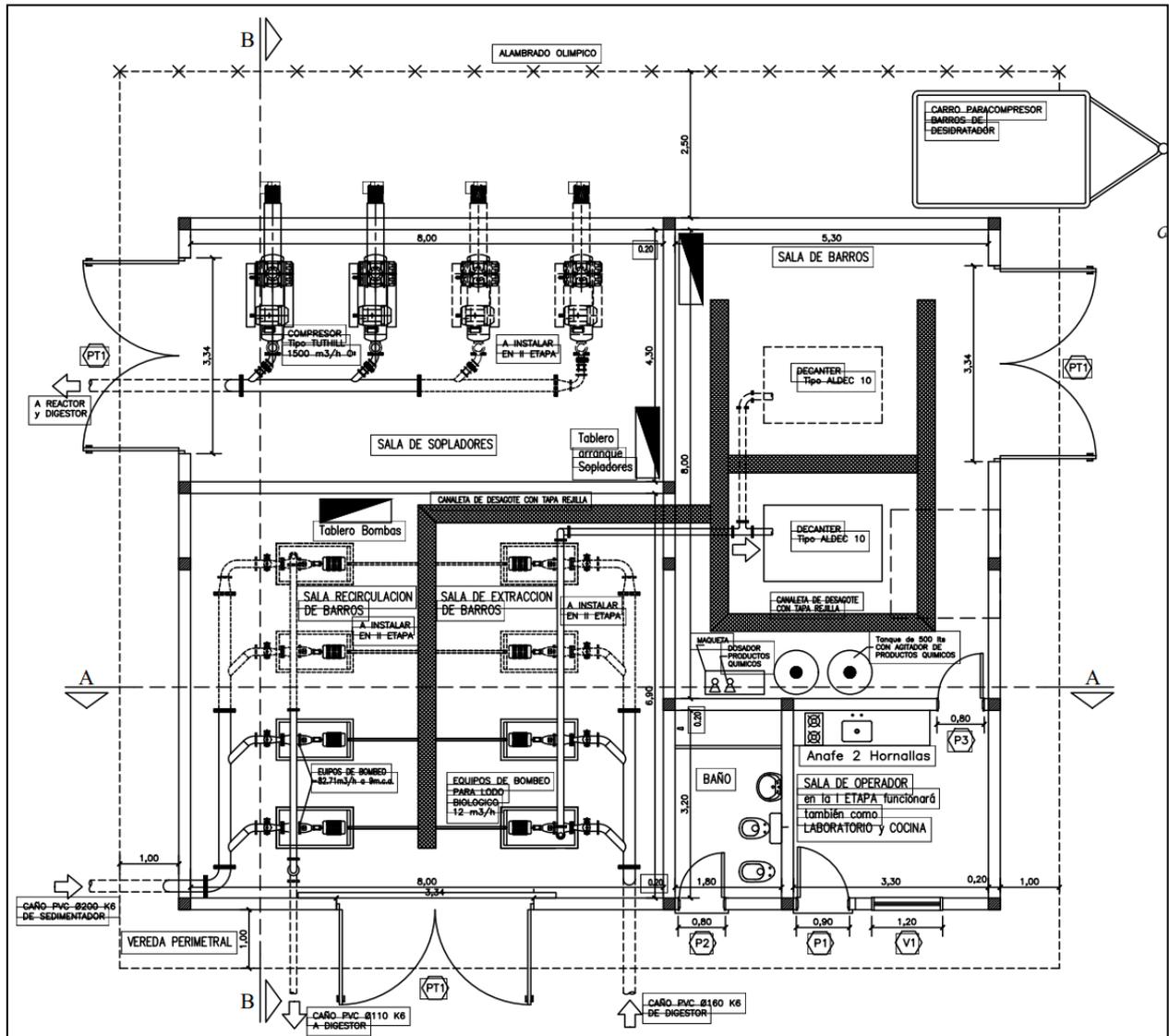


Figura 19 - Planta de OFICINA – SALA DE MÁQUINAS.

Para la aplicación en línea de los productos químicos, se instalan:

- 2 Dos Equipos Dosadores Tipo Dosivac – A diafragma – con un caudal de 0,5 a 10 l/h.
- 2 Dos Tanques para dilución de productos químicos de 300 lts – con agitadores.
- 2 Agitadores eléctricos para los tanques de dilución.

4.2.7 Cámara de Contacto – Desinfección del efluente.

- Función: Desinfección final mediante hipoclorito de sodio del efluente clarificado proveniente del Sedimentador Secundario.
- Diseño: Es una cámara con un canal laberíntico en donde se incorpora la solución de hipoclorito de sodio mediante una bomba de inyección.

El canal de la cámara de contacto se diseña de forma tal que tenga una permanencia de 20 minutos.

La cámara de contacto se calcula para el caudal $Q_{E(P10)} = 3.940,56 \text{ m}^3/\text{día} = 0,046 \text{ m}^3/\text{s}$.

De ello resulta una cámara de contacto compuesta de 9 canales de 50 cm de ancho por 1 metro de altura, de 14 metros de longitud cada una.

Previo al vertido final del efluente se realizará la medición de caudal mediante un vertedero triangular (90°) ubicado a la salida de la cámara de contacto.

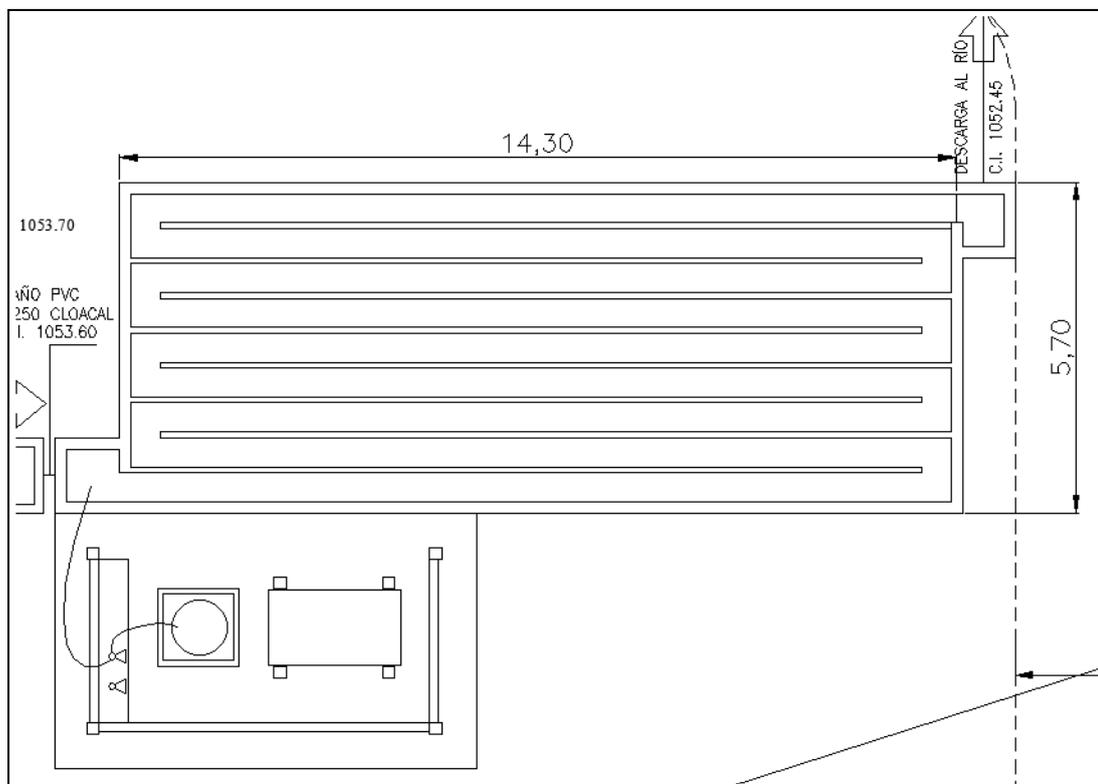


Figura 20 - Vista en Planta de Cámara de Contacto y Casilla para Desinfección

Capítulo 5: REVISIÓN DE PARÁMETROS DE DISEÑO.

5.1 Población de Diseño.

En este apartado, se hace una verificación de la Población de Diseño, empleando los métodos requeridos en las normas ENOHSA⁹ tomo como datos la población de 1982,1991 y 2001:

a. Método de la curva logística (o de Pearl):

La ecuación de la curva logística es:
$$P = \frac{K}{1 + e^{(b-an)}}$$

Este modelo representa poblaciones con espacio y oportunidad económica limitados, cuya curva de crecimiento asintótica tiene forma de S. en este aspecto, podría ser un modelo válido. Pero, por otro lado, con la aplicación de este método se obtienen buenos resultados en poblaciones estabilizadas y consolidadas, situación que no se condice con Andacollo.

$$K = \frac{2 P_1 P_2 P_3 - P_2^2 (P_1 + P_3)}{P_1 P_3 - P_2^2}$$

$$a = \frac{L_n \left(\frac{(K - P_2) P_3}{(K - P_3) P_2} \right)}{t}$$

$$b = L_n \left(\frac{K - P_1}{P_1} \right)$$

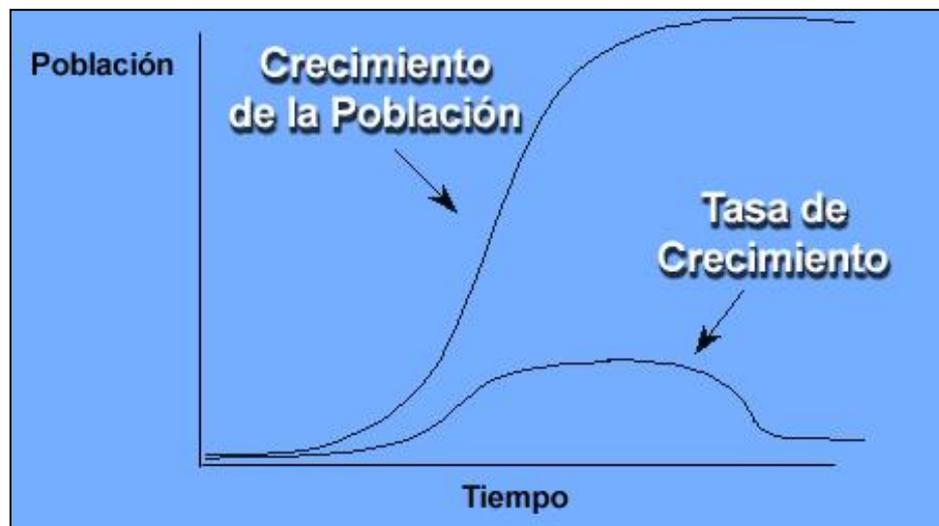


Figura 21 – Curva Típica de resultados de aplicación del método de Pearl.

⁹ Normas ENOHSA, Cap. 2..

El parámetro K (o valor de saturación), representa el valor máximo de Población (asíntota para P(t) tendiendo a infinito) según el modelo, luego, el valor obtenido de éste parámetro demuestra que éste modelo no es aplicable. Por esta razón, el parámetro b, da error, y no se puede aplicar el modelo (se obtiene error para las estimaciones de población).

Tabla 6 – Resultados de Curva Logística ó de Pearl.

DATOS			Po	P10	P20			
P1	P2	P3				K	570,29	
1980	1991	2001	2012	2022	2032	a	-0,0182	
0	11	21	32	42	52	b	#iNUM!	
P(t)	1.250,00	1.641,00	2.627,00	#iNUM!	#iNUM!	#iNUM!	t	10

b. Método de Tasa Geométrica Decreciente:

La tasa media anual para la proyección de la población se define en base al análisis de las tasas medias anuales de los dos últimos períodos intercensales.

$$i_I = \sqrt[n_1]{\frac{P_2}{P_1}} - 1 \Rightarrow i_I = \left(\sqrt[11]{\frac{1641}{1250}} \right) - 1 = 0,025$$

$$i_{II} = \sqrt[n_2]{\frac{P_3}{P_2}} - 1 \Rightarrow i_{II} = \left(\sqrt[10]{\frac{2627}{1641}} \right) - 1 = 0,048$$

Como $i_{II} > i_I$ entonces, la tasa de proyección es igual al promedio de ambas, o sea $i = 0,037$.

Establecida la tasa de crecimiento anual, se calculan las poblaciones proyectadas a partir de:

$$P_n = P_0 * (1 + i)^n$$

Al aplicar el método, se obtienen los resultados de la Tabla 7.

Tabla 7 - Resultados de Tasa Geométrica Decreciente

i(I) 0,025	i(II) 0,048	i 0,037
------------	-------------	---------

	DATOS			Población estimada		
	P1	P2	P3	Po	P10	P20
Año	1980	1991	2001	2012	2022	2032
Año relativo	0	11	21	32	42	52
Población	1.250,00	1.641,00	2.627,00	3.902	5.591	8.010

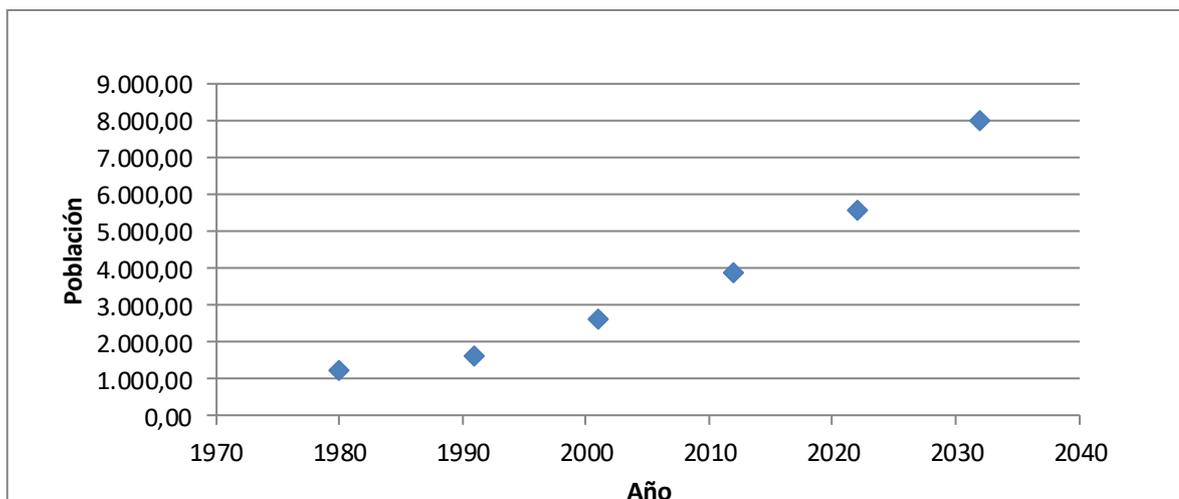


Figura 22 - Gráfica de Proyección Demográfica / Método de Tasa Geométrica Decreciente.

c. Método de la Relación-Tendencia:

El método se basa en el análisis de las relaciones entre la población total del país, la total de la provincia, el partido o departamento y la localidad y en las tendencias de evolución que presentan las mismas.

Para ello, se necesita, como datos:

- Población de los 3 últimos censos del país, de la provincia, y de la localidad.
- Proyección de población del país para los años P_0 , P_{10} y P_{20} .

Este último dato debe obtenerse de publicaciones oficiales de proyecciones de población del País. Luego, se interpolan con fórmulas de relación-tendencia, primero las proyecciones respectivas para la provincia, y finalmente para la localidad.

Tabla 8 - Resultados de aplicación del Método Relación Tendencia

Año \ Población	Población DATOS			Población PROYECTADA		
	Pt1	Pt2	Pt3	Pt0	Pn1	Pn2
Año	1980	1991	2001	2012	2022	2032
Año relativo	0	11	21	32	42	52
Población Argentina	28.093.507	33.028.546	37.156.195	41.733.271	46.234.830	50.134.861
Población Neuquén	243.850	388.833	474.155	622.063	817.096	1.057.014
Población Andacollo	1.250	1.641	2.627	3.873	5.541	7.708

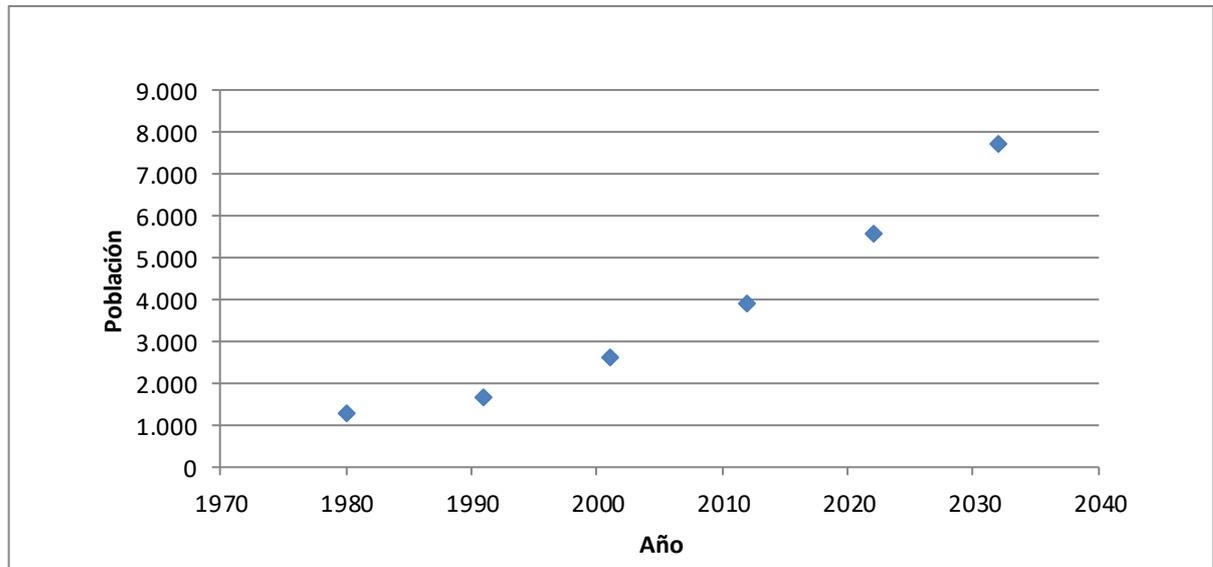


Figura 23 – Gráfica de Proyección Demográfica / Método Relación-Tendencia.

d. Método de los incrementos relativos.

Este método se fundamenta en la proporción del crecimiento absoluto de un área mayor, que corresponde a áreas menores en un determinado periodo de referencia.

La información básica para la aplicación de este método es:

- Proyección de la población del área mayor (país) para el período en estudio.
- Población del área mayor y de cada una de las áreas menores (provincia, localidad) correspondiente a las dos últimas fechas censales.

La ecuación es:
$$P_i^{(t)} = a_i * P_T^{(t)} + b_i$$

Siendo, P_i = la población del área menor (i).

P_T = la población del área mayor (T).

Tabla 9 - Resultados de aplicación de Técnica de los incrementos relativos

Año \ Población	Población DATOS			Población PROYECTADA		
	Pt1	Pt2	Pt3	Pt0	Pn1	Pn2
Año	1980	1991	2001	2012	2022	2032
Año relativo	0	11	21	32	42	52
Población Argentina	28.093.507	33.028.546	37.156.195	41.733.271	46.234.830	50.134.861
Población Neuquén	243.850	388.833	474.155	568.767	661.818	742.435
Población Andacollo	1.250	1.641	2.627	3.720	4.796	5.727

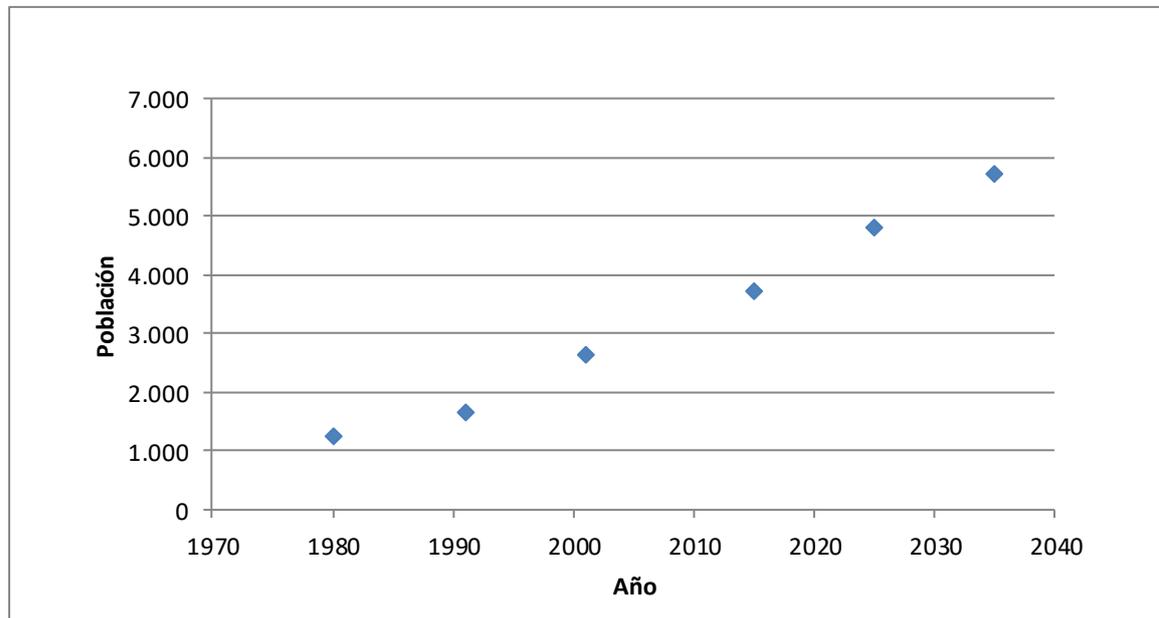


Figura 24 – Gráfica de Proyección Demográfica – Método de Incrementos Relativos.

e. Proyección demográfica obtenida

Es el resultado de promediar los resultados de los métodos anteriores.

Tabla 10 – Proyección Demográfica REVISIÓN vs PROYECTO EJECUTIVO

Año \ Población	Población DATOS			Población PROYECTADA		
	1980	1991	2001	2012	2022	2032
Tasa geométrica decreciente	1.250	1.641	2.627	3.902	5.591	8.010
Método relación tendencia	1.250	1.641	2.627	3.873	5.541	7.708
Método de los incrementos relativos	1.250	1.641	2.627	3.720	4.796	5.727
Promedio RESULTADO	1.250	1.641	2.627	3.832	5.309	7.149
Proyecto ejecutivo	1.250	1.641	2.627	4.251	6.108	7.752
Diferencia (%)				10,93%	15,05%	8,43%

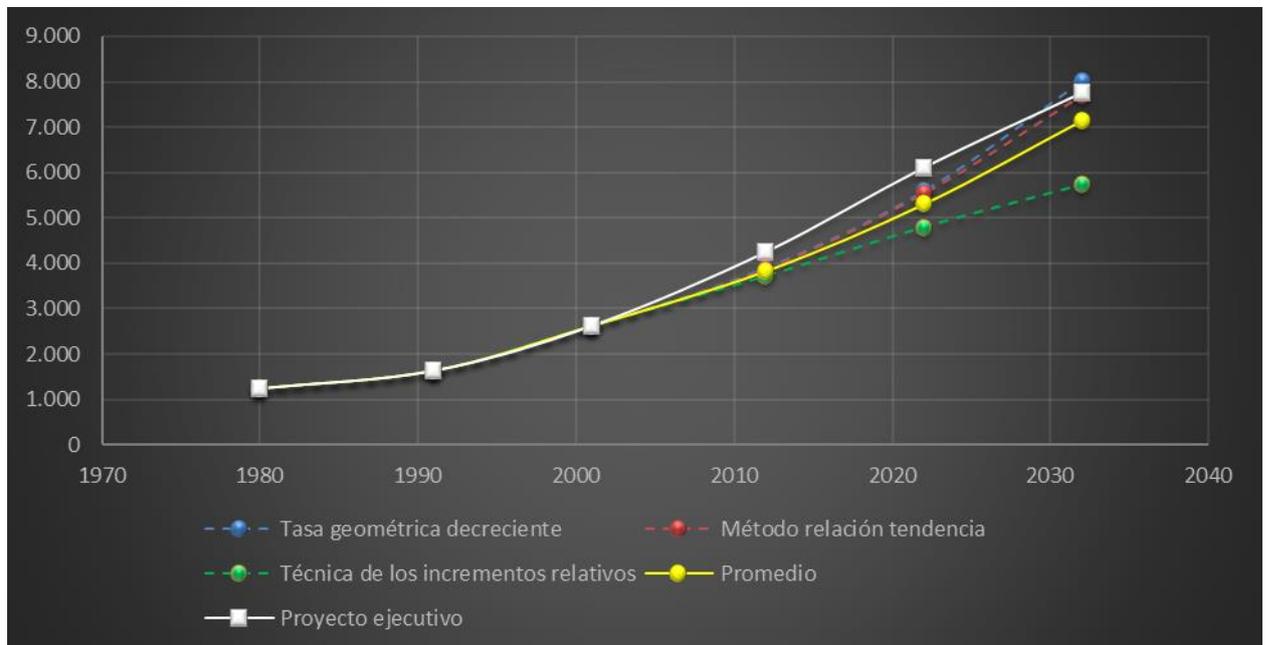


Figura 25 – Gráfica de Proyección Demográfica REVISIÓN vs PROYECTO EJECUTIVO.

Observación: se desconoce el método con que se obtuvieron los valores para el proyecto ejecutivo por lo que no se puede sacar conclusiones respecto a las diferencias en los valores obtenidos.

Conclusiones: la variación entre mis resultados (Promedio de los métodos de proyección) y los del Proyecto Ejecutivo disminuyen hasta un 8,43% en la etapa final de proyecto, pero siendo los del Proyecto Ejecutivo mayores, y con los que finalmente se establecieron los caudales de diseño, adopto estos para realizar mi revisión del dimensionamiento del sistema de tratamiento.

5.2 Componentes de la Planta.

5.2.1 Pozo de Bombeo, Cañería de Impulsión y Selección de bombas.

Para el dimensionamiento de las obras civiles de la estación de bombeo y cañería de impulsión, debe considerarse el caudal máximo horario del último año del período de diseño, y para el de las bombas de primera etapa, el décimo año, considerado como final en la vida útil de las mismas.

Tabla 11 – Caudales de Diseño.

Período	$Q_D = Q_{Md}$			$Q_E = Q_{Mh}$		
	[l/s]	[m ³ /día]	[m ³ /h]	[l/s]	[m ³ /día]	[m ³ /h]
Inicial (2012)	17,63	1.523,56	63,48	31,74	2.742,41	114,27
P10 (2022)	25,34	2.189,11	91,21	45,61	3.940,39	164,18
P20 (2032)	32,16	2.778,32	115,76	57,88	5.000,97	208,37

a) Pozo de Bombeo.

Se revisa y analiza siguiendo los lineamientos de Normas ENOHTA cap. 9 “estaciones de bombeo para bombas centrífugas”- apartado a: Dimensionamiento de las cámaras de aspiración cuando las bombas arrancan y paran de acuerdo con el nivel de líquido dentro de las mismas.

A partir de los tiempos de llenado y vaciado y la secuencia de arranques y paradas de las bombas, se debe determinar el volumen mínimo de la cámara de aspiración.

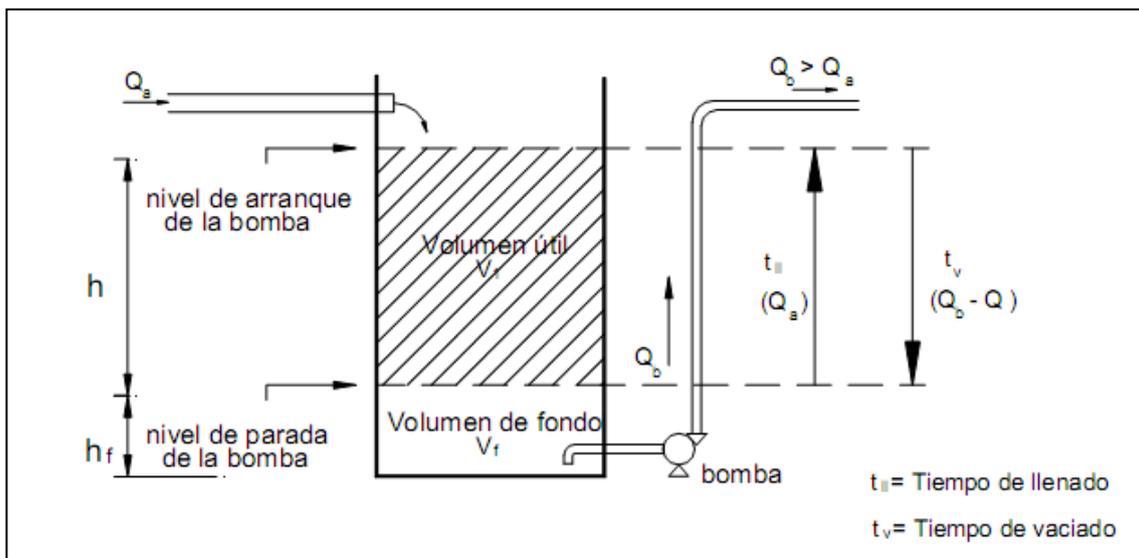


Figura 26 – Esquema de Operación hidráulica del Pozo de Bombeo.

Para la Etapa I, se plantean Dos bombas en Paralelo en Operación, que funcionan en simultáneo y se reparten el gasto; luego se determina el Volumen mínimo útil de la cámara de aspiración (V_1) siguiendo el Caso I de diseño de la Norma.

$$V_1 = c_1 \times Q_{b1} \times t_{cmin1} / 4 = c_1 \times Q_{b1} / f_{cmax1} \times 4$$

c_1 : coeficiente de seguridad = 1,15. El proyectista debe adoptar siempre un coeficiente de seguridad $c = 1,15$ para todas las instalaciones. En caso de adoptar un coeficiente mayor debe justificarlo.

$Q_{b1} = m \cdot Q_{E20} = 1,1 \times 208 \text{ m}^3/\text{h} = 230 \text{ m}^3/\text{h}$;caudal de bombeo total de las dos bombas impulsando en forma simultánea sobre una única cañería de impulsión.

m : Factor de bombeo. En el Proyecto ejecutivo adoptan 1,1.

En la Norma, citan $1 < m < 1,25$...Yo, sin tener experiencia, copio o adopto el mismo valor adoptado. (Nota: de la norma, para plantas o poblaciones menores, la Norma sugiere valores próximos a 1,25, pero no tengo argumentos suficientes para modificar el valor adoptado)

$t_{cmin1} = 1/f_{cmax1}$: tiempo de arranque mínimo consecutivo de la electrobomba recomendada por el fabricante del equipamiento.

f_{cmax1} : frecuencia de arranque consecutiva máxima de la electrobomba recomendada por el fabricante del equipamiento.

Cuando el proyectista no disponga de los datos del fabricante de electrobombas, se debe adoptar un $t_{cmin1} = 600 \text{ seg}$, equivalente a $f_{cmax1} = 6 \text{ arranques/hora}$.

Con todo ello, $V_{u1} = \frac{1,15 \times 230 \text{ m}^3/\text{h}}{(6 \text{ a/h} \times 4)} = 10,98 \text{ m}^3$

Adoptaron un pozo de 4 m de diámetro interno, entonces la altura útil (H_u) es

$$H_u = V_{u1} / A = 10,98 \text{ m}^3 / (\pi \times 4^2 \div 4) = 0,87 \text{ m}$$

En el P.E., $V_{u1} = 9,58 \text{ m}^3$, y $H_u = 0,76 \text{ m}$.

Nota: La diferencia del Volumen y Altura útil hallado respecto al Proyecto Ejecutivo, es que en el P.E. no afectaron al Volumen por el coeficiente de seguridad $c_1 = 1,15$. Este coeficiente, es para evitar posibles errores en la determinación de los caudales, mayorando en un 15% su valor.

Por un lado, de la experiencia tal vez no consideran necesario ese resguardo o mayoración, por otro, la diferencia en la altura es de 11 cm. que en todo caso es aproximadamente el valor de la revancha de 10 cm a la altura que le dieron desde el nivel de la pera de cota de arranque de bombas hasta la reja canasto. Luego, si al llegar a la población y caudal del período de diseño de I etapa se supera el caudal estimado, una solución posible es subir la pera estos 10 cm.

O sea, en el P.E., la profundidad del pozo resulta de:

$$H_{\text{pozo}} = H_{\text{muerto}} + H_{\text{útil}} + H_{\text{canasto}} + \emptyset_{\text{llegada}} + \text{Tapada de cañería de llegada.}$$

$$H_{\text{pozo}} = 0,30 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,80 \text{ m} + 0,315 \text{ m} + 3,58 \text{ m} = 5,76 \text{ m.}$$

Según mi revisión, da:

$$H_{\text{pozo}} = 0,30 \text{ m} + 0,87 \text{ m} + 0,70 \text{ m} + 0,315 \text{ m} + 3,58 \text{ m} = 5,76 \text{ m.}$$

Luego, las dimensiones resultantes del diseño son las del Corte A-A del plano del Proyecto Ejecutivo.

b) Cañería de Impulsión:

Diámetro de la cañería: En el P.E. citan que, “... debido a experiencias en diseños de instalaciones similares, se tendrá en cuenta más bien el criterio de velocidad económica y los fenómenos transitorios de Golpe de Ariete...” sin analizar por criterio técnico-económico.

Puesto que no tengo esa experiencia, verifico si el diámetro propuesto es el diámetro más económico, analizando el Costo de Conducción vs el Costo de Bombeo (Diagrama de Camerer).

Como ya se dijo, para la cañería de impulsión, el caudal vale,

$$Q_{b1} = m. Q_{E20} = 1,1 \times 208,37 \text{ m}^3/\text{h} = 229,21 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0637 \text{ m}^3/\text{s} = 63,7 \text{ l/s}$$

Para eliminar tanteos se determina el diámetro para una velocidad de 1,5 m/s y luego se determinan los valores para 4 diámetros menores y 4 mayores

$$Q = v \times \left(\pi \times \frac{\emptyset^2}{4} \right) \xrightarrow{v=1,5\text{m/s}} \emptyset = \sqrt{\frac{4 \times 0,0637 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \times 1,5 \text{ m/s}}} = 0,2325 \text{ m}$$

O sea, a diámetros comerciales, o de mercado, considero para el análisis diámetros 200 y 250 mm, más 2 mayores y 2 menores...

Costo de Conducción (C_c):

Superficie de Zanja:

Tapada: 0,80 m; Cama de asiento: 0,10 m

Profundidad = Tapada + ø + Cama asiento = 0,80 + ø + 0,10

Ancho = Mayor valor entre (50 cm + ø) y 60 cm.

Costo de excavación:

Rendimiento Ayudante: 1,6 m³/h.

Costo horario Ayudante: 109,79 \$/h.

Costo horario de excavación: 68,62 \$/m³.

$$Zanjeo \text{ [$/m]} = Ancho \text{ [m]} \times ProfPozo \text{ [m]} \times CostoExcavación \text{ [$/m}^3\text{]}$$

$$Costo \text{ Unitario Conducción [$/m]} = Precio \text{ Caño [$/m]} + Zanjeo \text{ [$/m]}$$

Con, Tasa de interés, i:24 % (fuente: Banco de la Nación Argentina).

Y, Período de amortización, n : 20 años;

$$Costo \text{ Unitario Anualizado [$/año.m]} = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \times C = 0,2432938 \times C$$

$$Costo \text{ Cañería, } C_c \text{ [$/año]} = Costo \text{ Unitario Anual [$/año.m]} \times Longitud \text{ [m]}$$

Tabla 12 – Costo de Conducción (C_c)

C _c : Costo de Cañería.									
Diámetro	Espesor	Precio Caño s/IVA		Ancho	Prof.	Zanjeo (*)	C	C ₂ /m	C _c
[mm]	[mm]	[\$/caño]	[\$/metro]	[m]	[m]	[\$/metro]	[\$/metro]	[\$/año.m]	[\$/año]
75	2,20	\$ 279,89	\$ 46,65	0,60	0,98	\$ 40,14	\$ 86,79	\$ 21,12	\$ 506,77
110	3,20	\$ 784,81	\$ 130,80	0,61	1,01	\$ 42,28	\$ 173,08	\$ 42,11	\$ 1.010,61
160	4,70	\$ 1.275,94	\$ 212,66	0,66	1,06	\$ 48,01	\$ 260,66	\$ 63,42	\$ 1.522,02
200	5,90	\$ 2.476,72	\$ 412,79	0,70	1,10	\$ 52,84	\$ 465,62	\$ 113,28	\$ 2.718,79
250	7,30	\$ 3.740,72	\$ 623,45	0,75	1,15	\$ 59,18	\$ 682,64	\$ 166,08	\$ 3.985,95
315	9,20	\$ 6.605,78	\$ 1.100,96	0,82	1,22	\$ 67,95	\$ 1.168,91	\$ 284,39	\$ 6.825,33
355	10,40	\$ 8.350,72	\$ 1.391,79	0,86	1,26	\$ 73,63	\$ 1.465,42	\$ 356,53	\$ 8.556,64

Caño de 6 mts. de PVC Junta Elástica K6 (3,2). Precios: jun 2017 - Fuente: Carlos Isla S.A.

Costo de Bombeo (C_B):

El caudal de bombeo se obtiene dividiendo el caudal del día de máxima por las horas de bombeo. Para obtener las horas de bombeo, analizamos el Tiempo de llenado del Pozo (T_1) y el Tiempo de Vaciado (T_2), que es el tiempo de bombeo. La proporción de $T_2/(T_1 + T_2)$, por 24 hs., nos da las horas de bombeo.

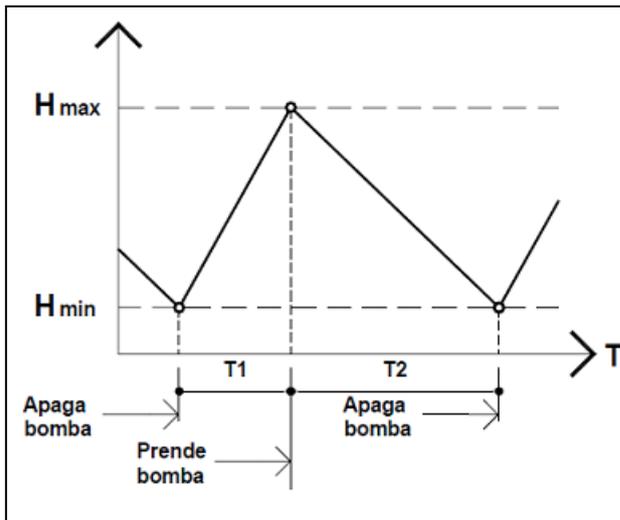


Figura 27 – Tiempos de Llenado y Vaciado del Pozo de Bombeo.

Volumen del Pozo: $10,98 \text{ m}^3$.

$Q_{\text{Entrante}} = Q_{D20\text{años}} = 2.778,32 \text{ m}^3/\text{día}$.

Tiempo de Llenado del Tanque, T_1 :

$$T_1 = \frac{V_{\text{Disponibe}}}{Q_{\text{Entrante}} - Q_{\text{Saliente}}}$$

En este período, $Q_{\text{saliente}} = 0$, dado que las bombas están apagadas.

Tiempo de Vaciado del Tanque, T_2 :

$$T_2 = \frac{V_{\text{Disponibe}}}{Q_{\text{Saliente}} - Q_{\text{Entrante}}}$$

El Caudal saliente en el Vaciado es el de las 2 bombas en el punto de funcionamiento de las bombas Vs Curva de Instalación; $Q_{\text{saliente}} = 50,17 \text{ l/s} = 4.334,43 \text{ m}^3/\text{día}$.

Por lo tanto:

$$T_1 = \frac{10,98 \text{ m}^3}{2.778,32 \text{ m}^3/\text{día} - 0 \text{ m}^3/\text{día}} = 0,04 \text{ día} = 0,095 \text{ hs.}$$

$$T_2 = \frac{10,98 \text{ m}^3}{4.334,43 \text{ m}^3/\text{día} - 2.778,32 \text{ m}^3/\text{día}} = 0,07 \text{ día} = 0,169 \text{ hs.}$$

$$N_{\text{ARRANQUES}} = \frac{T_{\text{DIA}}}{T_1 + T_2} = \frac{24 \text{ hs}}{0,264 \text{ hs}} = 90,84 \text{ arranques}$$

$f = 90,84 \text{ arranques}/24 \text{ hs} = 3,79 \text{ arranques/h} < 6 \text{ arranques/h}$; VERIFICA frecuencia máxima admisible.

Cada 0,264 hs se bombean 0,169 hs, entonces:

$$hS_{\text{Bombeo}} = \frac{0,169 \text{ hs}}{0,264 \text{ hs}} \times 24 \text{ hs} = 15,38 \text{ hs}$$

El caudal de bombeo se obtiene dividiendo el caudal del día de máxima por las horas de bombeo

$$\text{Luego, } Q = 2.778,32 \frac{\text{m}^3}{24\text{hs}} \times \frac{24\text{hs}}{15,38\text{hs}} = 180,60 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Del Proyecto Ejecutivo, extraigo la siguiente imagen de detalle de cotas de interés:

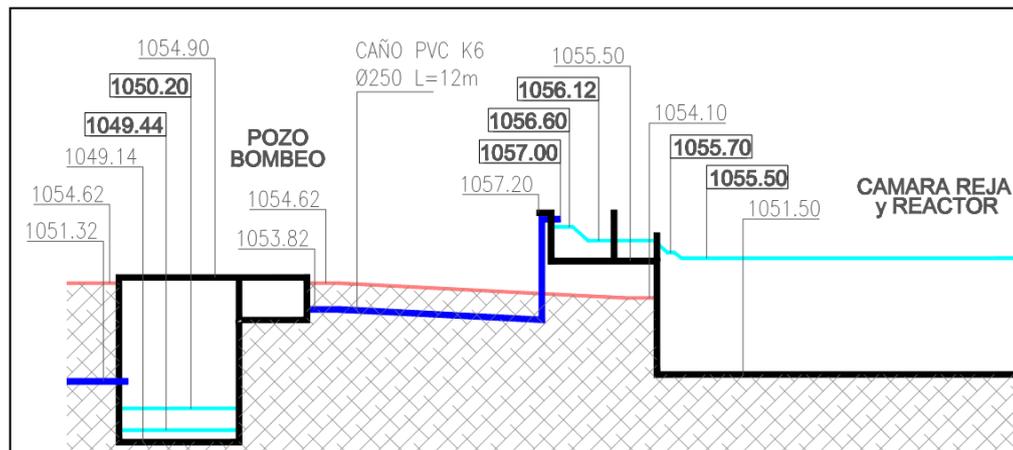


Figura 28 – Perfil Hidráulico cañería de impulsión

Planteo ecuación de Bernoulli para establecer energía necesaria de bombeo entre cota de intradós de la cañería de impulsión en el ingreso a la Cámara de Rejas (1.057,00 m) y la Cota de Parada Bomba Nivel Mínimo del Líquido (1.049,44 m): $1.049,44\text{m} + H_m = 1.057,00\text{m} + \Delta H_L + \Delta H_f$

$$\text{Pérdidas por fricción o rugosidad tubería: } \Delta H_f = 10,67 \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,852} \times \frac{L}{\phi^{4,87}}$$

$$\text{Pérdidas localizadas: } \Delta H_L = \left(\sum K_L \right) \times \frac{v^2}{2g} = \left(\sum K_L \right) \frac{8}{g\pi^2} \frac{Q^2}{\phi^4}$$

$$H_m = 7,56\text{m} + \Delta H_L + \Delta H_f$$

Coefficiente de Hazen-Williams, para PVC Nuevo, $C = 140$.

Coefficiente de pérdidas localizadas (del P.E.), vale $K = 8,10$.

L , longitud de la cañería: 24 metros.

Obtenido H_m para cada diámetro, se calcula la potencia necesaria de la bomba,

$$N_e [\text{kW}] = \frac{\gamma Q H_m}{102\eta}$$

$$E.A.C. = N_e \times h_{S_{\text{Bombeo}}} \times 365$$

$$\text{Costo Bombeo, } C_B \left[\frac{\$}{\text{año}} \right] = E.A.C. \left[\frac{\text{kW.h}}{\text{año}} \right] \times \text{Precio} \left[\frac{\$}{\text{kW.h}} \right]$$

Fuente Precio Energía: EPEN - Vigencia desde Mayo 2017, demandas 10 a 50kW: 1,402 \$/kW.h

Tabla 13 – Costo de Bombeo, CB

C _B : Costo de Bombeo.									
Diámetro nominal	Diámetro real	Pérdida de Carga, j	Δfricción = j.L	Velocidad	ΔhLocal	H _m	Potencia, Ne	E.A.C.	C _B
[mm]	[mm]	[m.c.a./m]	[metro]	[m/s]	[metro]	[metro]	[kWatts]	[Kw. h]	[\$/año]
75	70,60	1,7907	42,98	12,82	67,80	118,34	83,15	466.867,70	\$ 654.548,51
110	103,60	0,2766	6,64	5,95	14,62	28,82	20,25	113.706,56	\$ 159.416,60
160	150,60	0,0447	1,07	2,82	3,27	11,91	8,37	46.981,01	\$ 65.867,38
200	188,20	0,0151	0,36	1,80	1,34	9,27	6,51	36.554,02	\$ 51.248,73
250	235,40	0,0051	0,12	1,15	0,55	8,23	5,78	32.471,39	\$ 45.524,88
315	296,60	0,0016	0,04	0,73	0,22	7,82	5,49	30.840,87	\$ 43.238,90
355	334,20	0,0009	0,02	0,57	0,14	7,72	5,42	30.446,07	\$ 42.685,39

Luego, la cañería de menor Precio resultante (Costo Total) de Costo de Conducción más Costo de Bombeo es la de 250 mm.

Tabla 14 – Costo Total de Cañería de Impulsión

Diámetro	C _C	C _B	C _T : Costo Total
[mm]	[\$/año]	[\$/año]	[\$/año]
75	\$ 506,77	\$ 654.548,51	\$ 655.055,28
110	\$ 1.010,61	\$ 159.416,60	\$ 160.427,21
160	\$ 1.522,02	\$ 65.867,38	\$ 67.389,40
200	\$ 2.718,79	\$ 51.248,73	\$ 53.967,52
250	\$ 3.985,95	\$ 45.524,88	\$ 49.510,83
315	\$ 6.825,33	\$ 43.238,90	\$ 50.064,23
355	\$ 8.556,64	\$ 42.685,39	\$ 51.242,03

Conclusión: se Verifica lo adoptado en el P.E., **caño PVC ø250**.

c) Selección de Bomba.

Proponen la colocación de 3 bombas sumergibles, 2 instaladas y en funcionamiento y la otra a instalar en la Obra de II Etapa (año 2022).

Caudal Etapa I:

- $Q_{b10(2bombas)} = 180,60 \text{ m}^3/\text{h} = 50,17 \text{ l/s} = 0,050170 \text{ m}^3/\text{s}$
- $Q_{b10(cada bomba)} = 90,30 \text{ m}^3/\text{h} = 25,085 \text{ l/s} = 0,025085 \text{ m}^3/\text{s}$

$$H_m = 7,56 \text{ m} + \Delta H_L + \Delta H_f$$

$$\Delta H_f = 10,67 \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,852} \times \frac{L}{\phi^{4,87}} = 10,67 \left(\frac{0,05017}{140} \right)^{1,852} \times \frac{24}{0,2354^{4,87}} = 0,12 \text{ m}$$

$$\Delta H_L = \left(\sum K_L \right) \times \frac{v^2}{2g} = \left(\sum K_L \right) \frac{8}{g\pi^2} \frac{Q^2}{\phi^4} = 0,55 \text{ m}$$

$$H_m = 8,23 \text{ m}$$

Para estos requerimientos, ingresé datos a soft on-line de Xylem, fabricante de bombas Flygt.

xylem												Hi, Gastón	MY PROJECTS	UNIDADES			
9 results												CAUDAL: 25,09 l/s	ALTURA ESTÁTICA: 7,56 m	ALTURA IMPULSIÓN: 8,3 m	SISTEMA DE TUBERÍA: No	VISUALIZAR CURVA	OFF
PRODUCTO	DIF. [%]	Q [l/s]	ESPEC. ENERG. [kWh/l]	η [%]	N [1/min]	POT. NOMINAL [kW]	DIAM. DE SALIDA [mm]	Nº ...	NPSH [m]	COSTES ENE... [USD]	PRECIO [USD]						
N 3102 MT 3~ Adaptive 4p	3,4	25,9	0,0000322	76,7	1500	3,5	100,0	2	2,07	Añadir	Sobre requerimi						
C 3102 MT 3~ 4p	9,2	27,4	0,0000364	75,0	1460	3,1	100,0	1	5,27	Añadir	Sobre requerimi						
N 3102 LT 3~ Adaptive 4p 100m	-1,5	24,7	0,0000370	66,1	1500	3,5	100,0	2	2,87	Añadir	Sobre requerimi						
N 3127 MT 3~ Adaptive 4p 100n	2,7	25,8	0,0000371	68,2	1500	5,0	100,0	2	2,87	Añadir	Sobre requerimi						
N 3127 HT 3~ Adaptive 4p	-7,1	23,3	0,0000387	69,4	1440	4,7	100,0	2	2,72	Añadir	Sobre requerimi						
C 3127 MT 3~ 4p 100mm	15,4	28,9	0,0000443	62,8	1440	4,7	100,0	1	1,92	Añadir	Sobre requerimi						
C 3127 HT 3~ 4p	1,3	25,4	0,0000463	58,4	1440	4,7	100,0	1	3,03	Añadir	Sobre requerimi						
C 3126 MT 3~ 4p	13,7	28,5	0,0000465	59,6	1440	5,3	100,0	1	3,08	Añadir	Sobre requerimi						
C 3126 HT 3~ 4p	3,2	25,9	0,0000503	54,0	1440	5,3	100,0	1	5,55	Añadir	Sobre requerimi						

De las opciones propuestas por el soft, escogí la de potencia, características y dimensiones de bomba análogas a las del Proyecto Ejecutivo; el resultado es una bomba idéntica a la del P.E., denominada como NP 3127 HT3 – ADAPTATIVE 489.

Con la Curva de la Bomba de funcionamiento H-Q de la bomba, calculo para 2 bombas idénticas en paralelo y grafico en figura Curva Característica de la Instalación.

ΔH_f [m]	ΔH_L [m]	Q-1Bomba [l/s]	Q-2 Bombas [l/s]	H-Bomba [m]	H-Instalación [m]
0,0000	0,0000	0	0	14,4	7,56
0,0062	0,0218	5	10	12,75	7,59
0,0222	0,0872	10	20	11,45	7,67
0,0471	0,1962	15	30	10,25	7,80
0,0802	0,3487	20	40	9,3	7,99
0,1212	0,5449	25	50	8,3	8,23
0,1699	0,7847	30	60	7,1	8,51
0,2260	1,0680	35	70	6	8,85
0,2894	1,3950	40	80	4,8	9,24
0,3600	1,7655	45	90	3,65	9,69
0,4376	2,1796	50	100	2,6	10,18

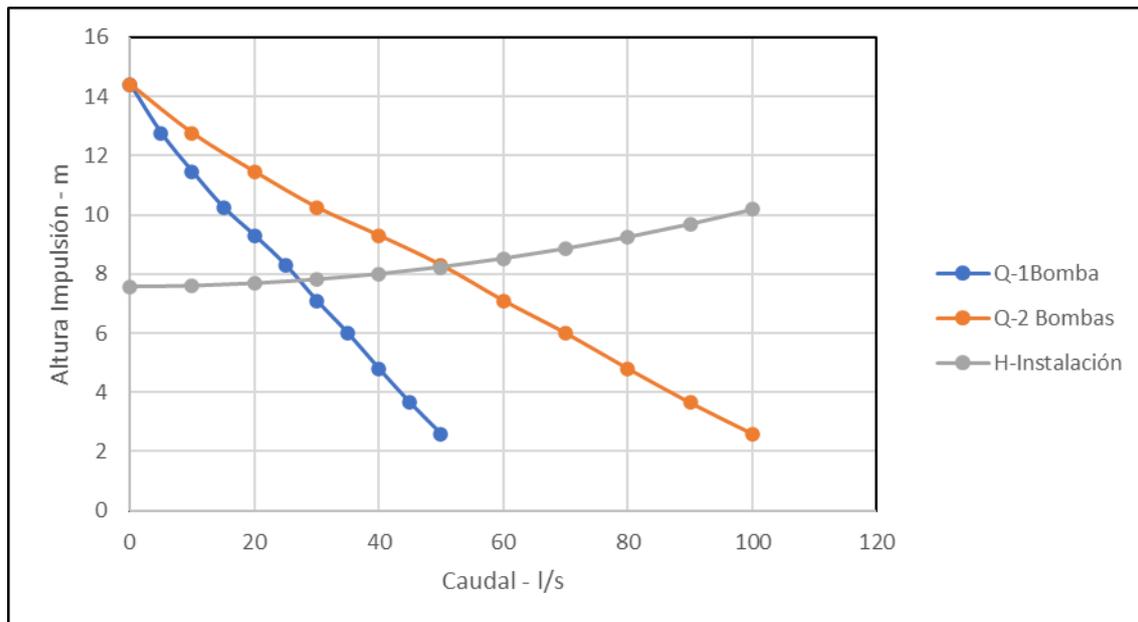


Figura 29 – Curva de Funcionamiento Bombas vs Curva Característica de la Instalación.

En particular, en el punto de requerimiento de operación, las 2 bombas verifican.

ΔH_f [m]	ΔH_L [m]	Q-1Bomba [l/s]	Q-2 Bombas [l/s]	H-Bomba [m]	H-Instalación [m]
0,1220	0,5486	25,085	50,17	8,3	8,23

Conclusión: no hay observaciones al dimensionamiento del Pozo de bombeo, cañería de impulsión y selección de bomba.

5.2.2 Cámara de Rejas Finas.

El diseño se verifica para la población a 10 años (1era Etapa), por norma para el cálculo debe tomarse $Q_{I(máx)} = Q_{E20}$.

5.2.3 Reactor Aeróbico.

Tipo de Reactor Propuesto: De Mezcla Completa. En el Proyecto ejecutivo, se diseña con el caudal de la 1era etapa (P10). Por norma, las obras civiles deben diseñarse con los caudales de la población final (P20).

Para definir el Caudal afluente al Reactor, analizamos como opera el Reactor de acuerdo con el siguiente Esquema¹⁰.

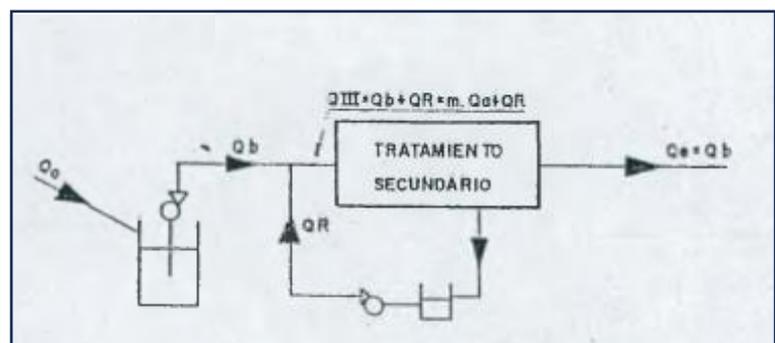


Figura 30 – Esquema de Circuito de líquidos en el Reactor.

Tabla 15 – Características del líquido ingresante a la Planta.

Población máxima a servir			7.752,00
Caudal medio diario anual, a 20 años	Q_C	m^3/d	1.984,51
Caudal máximo diario anual, a 20 años	Q_D	m^3/d	2.778,32
Caudal máximo horario anual, a 20 años	Q_E	m^3/d	5.000,97
DEMANDA BIOLÓGICA DE OXÍGENO	DBO_5	mg/l	250,00
DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO	DQO	mg/l	360,00
NITRÓGENO TOTAL	N	mg/l	35,00
FOSFORO TOTAL	P	mg/l	4,00

¹⁰ Fuente: Normas de Estudio, Criterios de Diseño y Presentación de Proyectos de Desagües Cloacales para localidades de hasta 30.000 habitantes.

Tabla 16 – Parámetros de Vuelco al Cuerpo Receptor.

Sólidos Suspendidos	SST	mg/l	20,00
Demanda Biológica de Oxígeno	DBO ₅	mg/l	50,00
Coliformes Totales		NMP/l	50.000,00

a) Cálculo de Volumen del Tanque de Aeración:

Un reactor de este tipo opera en el siguiente rango de valores típicos¹¹:

- Factor de carga (C_m, f, o C/M): 0,2 a 0,6 Kg DBO₅ / d . Kg SSLM.
- Edad del lodo (θc): 3 a 15 días.
- Concentración de sólidos en suspensión totales (X): 2 a 6 Kg SSTA/m³.
- Concentración de sólidos suspendidos volátiles totales (X_v): 1,2 a 4,8 Kg SSTA/m³. Nota: $X_v = \alpha \times X$. Con $0,6 < \alpha < 0,8$.

Variante	Parámetros de diseño							Otras características		
	θ _c	C _{m=f}	C _v	X	θ	r%	η	R.F.	Observaciones	Sist. de Aeración
Aeración de Mezcla Completa	3-15	0,20-0,60	0,64-0,96	2,00-6,00	3-5	25-100	85-95	C.M.	Variante del proceso convencional	Mecánico superficial

I. Método empírico.

Se aplica la siguiente ecuación: $V = L_a / C_v$

L_a: Carga orgánica diaria. $L_a = Q \times S_a$

Q: Caudal afluente (medio diario a 20 años) sin incluir el caudal de recirculación.

Q = Q_{C20} = 1.984,51 m³/día.

S_a: Concentración orgánica del afluente (DBO₅ de ingreso) = 250 mg/l = 0,25 Kg/m³.

$$L_a = Q \times S_a = 1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,25 \text{ Kg}/\text{m}^3 = 496,13 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}$$

¹¹ Fuente: Pag.29: Tabla 3-Parámetros para tratamiento de agua residual por lodos activados

C_v : Carga Orgánica Volumétrica en Kg DBO₅/día.m³

En función del tipo de reactor (de Mezcla Completa), $0,64 < C_v < 0,96$ Kg/día.m³

Luego, adopto $C_v = 0,70$ Kg DBO₅/día.m³.

$$\text{Con lo que, } V = \frac{L_a}{C_v} = \frac{496,13 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}}{0,70 \text{ Kg DBO}_5/\text{d} \times \text{m}^3} = 708,75 \text{ m}^3$$

II. Método Racional

El volumen del reactor se calcula a partir de la formulación de equilibrio del sustrato, y se calcula:

$$V = \frac{Y \times \theta_c \times Q(S_0 - S)}{X_v \times (1 + \theta_c \times K_d)}$$

Donde:

V = Volumen mínimo del reactor en m³

Y = Coeficiente teórico de producción en SSV mg / DBO mg

Q = Caudal diario de diseño

S_0 = DBO de ingreso al reactor

S = DBO de egreso del reactor (soluble).

X_v = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor en mg/l

θ_c = Edad celular media en días

K_d = coeficiente de destrucción en 1/día

Tabla 17 – Valores adoptados función del Tipo de Reactor (ídem P.E. excepto θ_c)

Dimensión / Parámetro	Sigla	Unidad	VALOR
Masa Sintetizada vs Materia Removida	Y	Kg SSV / Kg DBO ₅	0,55
Constante de respiración endógena	K_d	días ⁻¹	0,055
Edad de los lodos	θ	días	15
Relación Volátiles - Totales		%	80,00%
Sólidos Suspendidos Totales en el Licor Mezclado	X	mg SSTA/l	3.750,00
Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado	X_v	mg SSvTA/l	3.000,00
Sólidos Suspendidos Totales en Licor Recirculado	X_u	mg SSTA/l	9.000,00

Determinación de la DBO soluble efluente del reactor (S):

El límite de Sólidos Suspendedos, es 20 mg/l.

65% son biodegradables luego, $65\% \times 20 \frac{mg}{l} = 13 \frac{mg}{l}$

En la respiración endógena, si todas las células se oxidan por completo, la DBO última de las células equivale a 1,42 veces el valor de la concentración de células.

Por lo tanto se tiene la DBO_L de los sólidos biodegradables del efluente.

$$DBO_{LSEfluente} = 13 \frac{mg}{l} \times 1,42 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{mg \text{ célula oxidada}} = 18,46 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l}$$

Partiendo de la igualdad $DBO_5 = 0,68 DBO_L$

$$DBO_{5SSEfluente} = 0,68 \times 18,46 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l} = 12,55 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l}$$

Debe ser DBO_5 total del efluente < 50 mg/l

$$DBO_{5efluente} = DBO_{5SSEfluente} + DBO_{5soluble}$$

$$50 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l} = 12,55 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l} + DBO_{5soluble}$$

$$DBO_{5soluble \text{ límite}} = 37,44 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l}$$

Por eficiencia del sistema, que debe operar entre el 85 y 95%, tenemos

$$\eta = \frac{S_0 - S}{S}; \text{Despejando } S \text{ queda, } S = S_0 \times (1 - \eta)$$

Luego, $12,5 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l} \leq S \leq 37,5 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l}$

Adopto, $\eta = 92\%; S = DBO_{5soluble} = 20 \frac{mgO_2 \text{ consumido}}{l}$

Reemplazando en la fórmula del Volumen necesario del Reactor, obtenemos para el caudal medio,

$$V = \frac{Y \times \theta_c \times Q(S_0 - S)}{X_V \times (1 + \theta_c \times K_d)} = \frac{0,55 \times 15 \times 1.984,51 \times (250 - 20)}{3.000 \times (1 + 15 \times 0,055)} m^3 = 687,78 m^3$$

Y para el caudal máximo diario:

$$V = \frac{Y \times \theta_c \times Q(S_0 - S)}{X_V \times (1 + \theta_c \times K_d)} = \frac{0,55 \times 15 \times 2.778,32 \times (250 - 20)}{3.000 \times (1 + 15 \times 0,055)} m^3 = 962,90 m^3$$

Volumen, forma y dimensiones adoptados:

Sección cuadrada, de 17 metros de lado,

Altura total: 4,50 metros. Altura del pelo líquido: 4,00.

Volumen Útil (17x17x4): 1.156 m³.

b) Comportamiento del Reactor.

Definido el Volumen de agua, se calculan los siguientes parámetros o características de operación del Reactor:

$$\theta = \frac{Q}{V} = \frac{1.984,51 \text{ m}^3/\text{d}}{1.156 \text{ m}^3} = 0,58 \text{ días} = 13\text{hs}58\text{min}49\text{s}$$

$$C_v = \frac{Q \times S_0}{V} = \frac{1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,25 \text{ Kg}/\text{m}^3}{1.156 \text{ m}^3} = 0,429 \text{ Kg DBO}_5/\text{día} \cdot \text{m}^3$$

Estos valores, están fuera del rango de valores para este tipo de reactor.

Variante	Parámetros de diseño								Otras características	
	θ_c	Cm=f	Cv	X	θ	r%	η	R.F.	Observaciones	Sist. de Aeración
Aeración de Mezcla Completa	3-15	0,20-0,60	0,64-0,96	2,00-6,00	3-5	25-100	85-95	C.M.	Variante del proceso convencional	Mecánico superficial

Sin embargo, son mejores que los del Proyecto Ejecutivo.

Además, con un Reactor con Volumen Fijo como es el caso del funcionamiento de esta planta, la Biomasa (Sólidos Suspendidos Volátiles) en el Licor Mezclado sólo tendrá una magnitud cercana a la de diseño o preestablecida (3.000 mg/l en este caso) llegando a los caudales máximos horarios, o sea en algunos intervalos de tiempo al final de su vida útil.

Esto surge de verificar su valor. Para ello, sabemos que en Condiciones de estado estable, y planteando ecuaciones para Biomasa y Sustrato:

$$Q_0 X_0 + V \left(\frac{k_d X S}{K_s + S} - k_d X \right) = (Q_0 - Q_w) X_0 + Q_w X_u$$

$$Q_0 S_0 - V \frac{k_d S X}{Y(K_s + S)} = (Q_0 - Q_w) S + Q_w S$$

Igualando,

$$\frac{Q_w X_u}{V X} = \frac{Q_0 Y}{V X} (S_0 - S) - k_d$$

Reemplazando:

$$\frac{V}{Q_0} = \theta$$

$$\frac{V X}{Q_w X_u} = \theta_c$$

Finalmente, si uno despeja queda:

$$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta (1 + k_d \theta_c)}$$

Lo que, nos da:

$$X_v = \frac{15d \times 0,55 \times (0,23 \text{ Kg/m}^3)}{0,58d \times 1,825} = 1,78 \text{ Kg/m}^3$$

Claramente, no son los 3 Kg/m³ planteados, y es inferior a la Biomasa necesaria.

$$C_m = \frac{Q \times (S_0 - S)}{V \times X_v} = \frac{1.984,51 \text{ m}^3/d \times 0,23 \text{ Kg/m}^3}{1.156 \text{ m}^3 \times 1,78 \text{ Kg/m}^3} = 0,221 \text{ Kg DBO}_5/\text{día} \cdot \text{KgSSV}$$

Para el Proyecto Ejecutivo, estos parámetros y verificación de X_v se alejan aún más del comportamiento esperable¹²:

PARAMETRO	SIGLA	VALOR	UNIDAD
Carga orgánica	Cv	0,34	Kg DBO ₅ / día . m ³
Carga Másica	Cm	0,11	Kg DBO ₅ / día . KgSSV
Sólidos Suspendidos Volátiles En El Licor Mezclado (Verificación)	Xv	1.863,98	mg SSvTA/l

¹² Cv y Cm, Valores extraídos y verificados de la Memoria Técnica del Proyecto Ejecutivo, incorporada como Anexo a este trabajo.

Cálculo del Fango a Purgar diariamente:

i) Sólidos Suspendedos Volátiles:

El coeficiente de producción de lodos, vale:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \times \theta_c} = \frac{0,55 \text{ KgSSV} / \text{KgDBO}_5}{1 + 0,055 \frac{1}{\text{día}} \times 15 \text{ días}} = 0,301 \text{ KgSSV} / \text{KgDBO}_5$$

La masa de fango activado volátil purgado o lodo, vale:

$$P_x = Y_{obs} \times \text{DBO}_{\text{removido}} = Y_{obs} \times Q \times (S_0 - S)$$

$$P_x = 0,301 \text{ KgSSV} / \text{KgDBO}_5 \times 1.984,51 \text{ m}^3 / \text{día} \times 0,23 \text{ Kg} / \text{m}^3 = 137,56 \text{ Kg} / \text{día}$$

$$P_x = 0,069 \text{ Kg} / \text{m}^3 \times 1.984,51 \text{ m}^3 / \text{día} = 137,56 \text{ Kg} / \text{día}$$

ii) Del sistema de lodos activados se deben extraer además de los lodos producidos los Sólidos Suspendedos no degradables (X_I).

De la tabla de las *Características del Líquido Ingresante* del Proyecto,

$$\text{DQO} = 360 \text{ mg/l}; \text{ DBO} = 250 \text{ mg/l}. \text{ Luego la } \text{DQO}_{\text{inerte}} = 110 \text{ mg/l}.$$

La fracción no biodegradable o inerte de la DQO se compone de una fracción soluble inerte (S_I) y en una fracción particulada (X_I) que no son afectados por el proceso.

S_I abandona la planta con el efluente del sedimentador secundario mientras que X_I se enreda en el lodo purgado y contribuye a los sólidos volátiles (SSV).

La DQO soluble inerte (S_I) es la que escapará del sistema, que no debe exceder, para el caudal máximo (Q_D) de 20 mg/l; con lo que, reemplazando para la DQO_{inerte}:

$$110 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 20 \frac{\text{mg}}{\text{l}} + X_I, \text{ luego } X_I = 90 \text{ mg} / \text{l}$$

Esta DQO particulada inerte (X_I), que por no considerar un sedimentador primario y que no se digiere en un reactor biológico se acumulará en el reactor según

$$X_{IR} = X_I \times \frac{\theta_c}{\theta} = 90 \text{ mg} / \text{l} \times \frac{15 \text{ d}}{0,58 \text{ d}} = 2.317,55 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

La masa de Fango inerte, que flocula con la biomasa, y que incrementa la Biomasa Total a purgar vale:

$$P_i = X_i \times Q = 0,09 \text{ Kg/m}^3 \times 1.984,51 \text{ m}^3/\text{día} = 178,61 \text{ Kg/día}$$

NOTA: Como se ve, por no considerar un Sedimentador Primario, la cantidad de Lodos a purgar en el Reactor es más del doble del resultado de la digestión biológica. Este aspecto se desarrolla en las Observaciones o Conclusiones de este trabajo.

Por lo tanto, el **Fango Total que sale del reactor vale:**

$$P_T = P_x + P_i = 137,56 \text{ Kg/día} + 178,61 \text{ Kg/día} = 316,16 \text{ Kg/día}$$

c) *Suministro de Aire – Difusores.*

Según Ramalho¹³, y la Norma ENOHS, la ecuación general de Cálculo de la Demanda de Oxígeno (DO) es:

$$DO = a \times Q \times (S_a - S_e) + b \times X \times V + c \times a_N \times P \times E_N - d \times a_N \times P \times E_N \times E_D$$

En ella,

- Con el primer término se calcula la demanda de oxígeno para síntesis de nuevo material celular usando el material orgánico.
- Con el segundo término se calcula la DO por respiración endógena o descomposición de las células viejas.
- Con el tercer término se calcula la DO por nitrificación del nitrógeno nitrificable (KJELDHAL).
- Con el cuarto término se calcula la DO (negativa) por denitrificación de los nitratos, que aporta oxígeno al proceso.

Ahora, de esta ecuación, se emplean:

- Los 2 primeros términos, cuando es una planta de **media carga másica** (como las de éste tipo, Aireación de Mezcla Completa).
- Los 4 términos, cuando es una planta de **baja carga másica** (como pueden ser Zanjales de oxidación o Reactores de Aireación prolongada)

En la Memoria del Proyecto Ejecutivo, consideran la DO por NTK.

¹³ Ramalho, R. (2003). Tratamiento de Aguas Residuales. Barcelona: España, Editorial Reverté, S.A.

Los coeficientes a, b, c y d se obtienen con ensayos de laboratorio, o se adoptan los sugeridos (valor más desfavorable) en la Norma.

En nuestro caso,

$$DO = 0,55 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO} \times 456,44 \text{ Kg/d} + 0,1 \text{ KgO}_2 / \text{d} \times \text{KgSSv} \times 2,063 \text{ KgSSv}$$

$$DO = 457,38 \text{ KgO}_2 / \text{d}$$

Vista la diferencia con la DO calculada en el P.E. (901,6 KgO₂/día) verifico contra una segunda forma o ecuación de cálculo, de Metcalf¹⁴.

$$DO = Q \times \frac{S_0 - S}{f} - 1,42 \text{ KgO}_2 \text{ consumido} / \text{Kg células oxidadas} \times P_x$$

f: Factor de Conversión de DOB₅ en DBO_L, ó DBO última (0,45 < f < 0,68).

En aguas residuales municipales, f=0,68. Pero adopto el valor más desfavorable, suponiendo vertidos industriales; f=0,45.

Px: Masa de fango activado volátil purgado.

$$DO = \frac{456,44 \text{ Kg/d}}{0,45} - 1,42 \text{ KgO}_2 \text{ c} / \text{Kgco} \times 137,56 \text{ Kg/día} = 818,98 \text{ KgO}_2 / \text{d}$$

Adopto este último valor.

Este valor, dividido por el Volumen a tratar (1.156m³) da una tasa de utilización de oxígeno de 29,52 mg/l.h, valor aproximado a 30 mg/l.h, que es típico para un proceso de lodos activados¹⁵.

Luego, se calcula el Requerimiento de Oxígeno Standard, SOR

$$SOR = \frac{DO \times C_{SS}}{[(\beta \times ACF \times C_{SW} - C_1)] \times \alpha \times 1,024^{T-20}}$$

Estos parámetros, descripción y valores, se listan en la siguiente Tabla.

¹⁴ Metcalf & Eddy Eddy (1977). Quality Engineering Waterwater. USA.

¹⁵ “Ingeniería de Sistemas de Tratamiento y Disposición de Aguas Residuales”. César Valdez-Alba Gonzáles, U.N.A.M.

Tabla 18 – Requerimiento de Oxígeno Standard / Parámetros y Valores de Diseño.

Requerimiento de Oxígeno Standard, SOR			
Cs	[mg O ₂ /litro]	9,09	Concentración de oxígeno disuelto en equilibrio a 20° C y 0 m.s.n.m.
α		0,65	Relación entre velocidad de transferencia de O ₂ del líquido cloacal vs agua limpia. Valores entre 0,8 y 0,9.
β		0,95	Relación concentración de saturación de O ₂ de líquido cloacal vs agua limpia. Valores entre 0,9 y 1.
ACF		0,88	Factor de corrección para concentración de O ₂ disuelto por altitud.
Cw Winter	[mg/litro]	12	
Cw Summer	[mg/litro]	8,33	
C1	[mg/litro]	2	Concentración media de Oxígeno disuelto en el Tanque de Aeración.
SOR _{Winter}	[Kg O ₂ /día]	1.605,45	
SOR _{Summer}	[Kg O ₂ /día]	2.098,46	
	[Kg O ₂ /h]	87,44	

$$SOR = \frac{AOR \times C_s}{[(\beta \times ACF \times C_w) - C_1] \times \alpha \times 1.024^{T-20}}$$

Reemplazando, queda:

$$Flujo\ de\ Aire = \frac{SOR}{Peso\ Aire \times Eficiencia \times \%O_2}$$

Tabla 19 – Flujo de aire necesario en tanque de Aeración / Parámetros y Valores.

p	[Kg/m ³]	1,207	Masa específica del aire a 20° C y al nivel del mar.
	%	23,20%	Porcentaje de Oxígeno en aire
	% / m	5,50%	Eficiencia difusor/m
	m	3,9	Profundidad
		21,45%	Eficiencia total

Reemplazando, **Flujo de Aire necesario: 1.455,03 m³/h.**

En el P.E. adoptan 1.500 m³/h. Por lo que se verifica.+

5.2.4 Sedimentador Secundario.

- Dimensionamiento:

De la Norma ENOHTA, 11.4.3.2 - *Determinación del Área Superficial en Plantas de Barros Activadas*:

a) El área A resultará del mayor valor de:

$$A_1 = \frac{Q_{III(\text{med})} \times X}{c_{SS(\text{med})}}$$

$$A_2 = \frac{Q_{III(\text{max})} \times X}{c_{SS(\text{max})}}$$

$$A_3 = \frac{(Q_{III(\text{med})} - Q_R) \times F_V \times F_{TX}}{v_{0(\text{med})}}$$

$$A_4 = \frac{(Q_{III(\text{max})} - Q_{R(\text{max})}) \times F_V \times F_{TX}}{v_{0(\text{max})}}$$

Donde:

Q_{III}: Caudal de ingreso a unidades de tratamiento secundario.

$$Q_{III\text{med}} = Q_{C20} + Q_R = 1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} + 1.190,71 \text{ m}^3/\text{d} = 3.175,22 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{III\text{max}} = Q_{D20} + Q_{R\text{max}} = 2.778,32 \text{ m}^3/\text{d} + 2.976,77 \text{ m}^3/\text{d} = 5.175,08 \text{ m}^3/\text{d}$$

X: Concentración de Sólidos Suspendidos Totales en el Tanque de Aereación.

$$X = 4,102 \text{ Kg/m}^3\text{SS}_T.$$

F_V: Factor de corrección por influencia del vertedero.

Para Sedimentadores de planta circular, es función del diámetro.

Se propone un diámetro y en la Tabla 20 (Cuadro 11.4.4 de la Norma) se obtiene F_V. Si el resultado difiere del diámetro supuesto, se hacen iteraciones de ajuste.

Suposición inicial D = 13 mts. → F_V = 1,3.

Obtengo D = 13,5; entonces F_V = 1,28.

Tabla 20 – Factor de Corrección por Influencia del Vertedero

TIPO CIRCULAR	
Diámetro D (m)	F _V
5,00	1,80
7,50	1,50
10,00	1,37
15,00	1,24
20,00	1,19
30,00	1,15

V_0 : carga superficial hidráulica ($m^3/m^2.d$) para $T = 20^\circ C$.

Función de la carga se Sólidos Suspendidos Totales, se establece mediante la Tabla 21 (Cuadro 11.4.9 de la Norma)

Tabla 21 – Carga Superficial Másica de Diseño para Sedimentadores Secundarios.

De la Tabla 21,

con $X = 4,102 \text{ Kg}/m^3\text{SS}_T$

- $V_{0med} = 24 \text{ m}^3/m^2.d$
- $V_{0max} = 40 \text{ m}^3/m^2.d$

Tratamiento	Carga Superficial de Diseño a $20^\circ C$	
	V_{0med} (1) (m^3/m^2*d)	$V_{C.máx}$ (2)
Después de Lechos Percoladores	24	45
Después de Lodos Activados:		
$X \leq 3000 \text{ mgSS}/L$	30	55
$3000 \text{ mgSS}/L < X \leq 4500 \text{ mgSS}/L$	24	40
$X > 4500 \text{ mgSS}/L$	14	30

(1) Para Q_{C20}
(2) Para Q_{D20}

F_{TX} : Factor de corrección por influencia de la temperatura y de la concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración.

Se obtiene mediante Tabla 22 (Cuadro 11.4.10 de la Norma), función de la temperatura del agua y X .

En Andacollo, temperatura media ambiente: $T = 11,9^\circ C$; luego considero temperatura del agua $T = 5^\circ C$. $X = 4,102 \text{ Kg}/m^3\text{SS}_T$. Interpolando, obtengo $F_{TX} = 1,223$.

Tabla 22 – Factor de corrección por temperatura del agua y Concentración de Sólidos Suspendidos para el Diseño de Sedimentadores Secundarios.

X mg SSTA/L	TEMPERATURA DEL AGUA T (c C)				
	0	5	10	15	20
2.000 ó menos	1,765	1,540	1,295	1,120	1,000
3.000	1,635	1,440	1,240	1,100	1,000
4.000	1,505	1,335	1,190	1,080	1,000
4.500	1,425	1,290	1,160	1,075	1,000
5.000	1,345	1,245	1,140	1,070	1,000
6.000 ó más	1,205	1,145	1,100	1,055	1,000

- Se interpolarán los valores de F_{TX} correspondiente a valores intermedios de X y T.

C_{SS} : Carga Superficial Másica. $C_{SS} = V_0 \times X$.

$$C_{SSmed} = (24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \times (4,1 \text{ Kg}/\text{m}^3) = 98,46 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Debe ser $C_{SSmed} \leq 140 \text{ KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$. VERIFICA.

$$C_{SSmax} = (40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \times (4,1 \text{ Kg}/\text{m}^3) = 164,10 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Debe ser $C_{SSmax} \leq 220 \text{ KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$. VERIFICA.

Reemplazando en las fórmulas de cálculo de área del sedimentador, se obtiene:

$$A_1 = \frac{3.175,22 \text{ m}^3/\text{d} \times 4,1 \text{ Kg}/\text{m}^3}{98,46 \text{ Kg}/\text{d} \times \text{m}^2} = 132,30 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{5.755,08 \text{ m}^3/\text{d} \times 4,1 \text{ Kg}/\text{m}^3}{164,10 \text{ Kg}/\text{d} \times \text{m}^2} = 143,88 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} \times 1,28 \times 1,223}{24 \text{ m}^3/\text{d} \times \text{m}^2} = 129,29 \text{ m}^2$$

$$A_4 = \frac{2.778,32 \text{ m}^3/\text{d} \times 1,28 \times 1,223}{40 \text{ m}^3/\text{d} \times \text{m}^2} = 108,6 \text{ m}^2$$

Se adopta la mayor área obtenida, $A = 143,88 \text{ m}^2$.

Carga hidráulica máxima, $C_{Hmax} = Q_{D20} / A = 2.778,32 \text{ m}^3/\text{día} / 143,88 \text{ m}^2 = 19,31 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

Carga másica máxima, $C_{SSmax} = C_{Hmax} \cdot X_t = 79,22 \text{ Kg.SST}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

Ambos valores VERIFICAN.

El diámetro del tanque de Sedimentación debería ser $\varnothing \geq 13,53 \text{ mts}$.

- Especificaciones para el Diseño

a) El tirante líquido mínimo (h), debe cumplir lo especificado en el Cuadro 11.4.7 NH, ajustado a lo especificado para Sedimentadores Secundarios en el Cuadro 11.4.11 NH

Sedimentador Primario	Permanencia (horas)	Limpieza de fondo	Tirante mínimo (m)
Tratamiento Único	2,0 a 2,5 h para Q_{E20}	(por pendiente) (mecánica)	1,50 a 2,50 m 2,00 a 3,00 m
Antes de Lechos Percoladores	1,0 a 2,0 h para Q_{E20}	(por pendiente) (mecánica)	1,50 a 2,00 m 2,30 a 3,00 m
Antes de Lodos Activados	2,0 a 2,5 h para Q_{E20}	(por pendiente) (mecánica)	1,50 a 2,50 m 2,00 a 3,00 m
Cuando reciba recirculación de barros o de licor mezclado de	1,0 a 2,0 h para Q_{E20}	(por pendiente) (mecánica)	1,50 a 2,00 m 2,00 a 4,00 m

Ubicación	Tiempo mínimo de Permanencia para Q_{D20}	Tirante Líquido Mínimo según Tipo de Barrión de Fondo (1)
Después de Lechos Percoladores	> 0,3 h	≥ 2,00 (por pendiente) ≥ 2,50 (mecánica)
Después de Lodos Activados:		
	$X \leq 3000$ mgSS/L	> 1,0 h
	3000 mgSS/L < $X \leq 4500$ mgSS/L	> 1,3 h
	$X > 4500$ mgSS/L	> 1,5 h

(1) Para Sedimentadores tipo DORTMUND se aceptará $h_{min} = 1,00$ en la zona cilíndrica.

Del Cuadro 11.4.7:

Para Q_{E20} , la permanencia (t) debe ser de entre 1 y 2 horas.

El tirante debe ser de al menos 2 metros.

Del Cuadro 11.4.11:

Para Q_{D20} la permanencia (t) debe ser mayor a 1,3 horas.

El tirante mínimo debe ser de al menos 2,50 metros.

Despejando h de $Q = \frac{A \times h}{t} \rightarrow h = \frac{Q \times t}{A}$ se proponen diferentes permanencias (t) en el rango de las condiciones vistas, y se calculan los tirantes, obteniendo los resultados de la Tabla 23.

Tabla 23 – Tirante líquido del Sedimentador Secundario función del Tiempo de Permanencia (t) y el Caudal de Diseño.

Caudal		Q_{C20}	Q_{D20}	Q_{E20}
	m^3/dia		1.984,51	2.778,32
m^3/hs		82,69	115,76	208,37
horas (permanencia)	1	0,57	0,80	1,45
	2	1,15	1,61	2,90
	3	1,72	2,41	4,34
	4	2,30	3,22	5,79

De los resultados obtenidos, se resaltan los tirantes mayores a 2,50 metros.

Ahora, para Q_{E20} , la permanencia no debe ser mayor a 2 horas, con lo que el tirante no debiera ser superior a 2,90 metros.

Luego, si adopto $h = 2,80$ m, para Q_{D20} , las permanencias serían

$$Q = \frac{A \times h}{t} \rightarrow t = \frac{A \times h}{Q}$$

Caudal		Q_{C20}	Q_{D20}	Q_{E20}
	m^3/dia		1.984,51	2.778,32
m^3/hs		82,69	115,76	208,37
Permanencia				
Tirante =	2,80	4,87	3,48	1,93
Volumen	402,86			

Con lo que, se verifica que para Q_{D20} , $t=3,48$ hs. > 1,3 hs.

Por lo tanto, **el tirante óptimo debiera ser $h = 2,80$ metros.**

b) Volumen del Sedimentador, $V_s = A \cdot h = 143,88 \text{ m} \cdot 2,80 \text{ m} = 402,86 \text{ m}^3$.

c) Tiempo de permanencia: Debe cumplir las siguientes condiciones:

- i. para Q_{C20} será inferior a 6 horas. VERIFICA.
- ii. Para Q_{C20} deberá ser igual o mayor a 1,5 horas. VERIFICA.

d) Carga hidráulica unitaria: $q_v = \frac{Q_{III\max}}{L_v}$

Sobre el vertedero de salida de sedimentadores secundarios, deberá cumplir:

$$q_{v\text{med}} \text{ para } Q_{C20} \leq 120 \frac{m^3}{d.m}$$

$$q_{v\text{max}} \text{ para } Q_{D20} \leq 290 \frac{m^3}{d.m}$$

El vertedero conformado por n vertederos triangulares, se materializa por una chapa perimetral ubicada a 40 cm de la pared interior del sedimentador, como se observa en la figura 31.

La chapa de retención de espumas se instala a 10 cm en paralelo a la chapa del vertedero

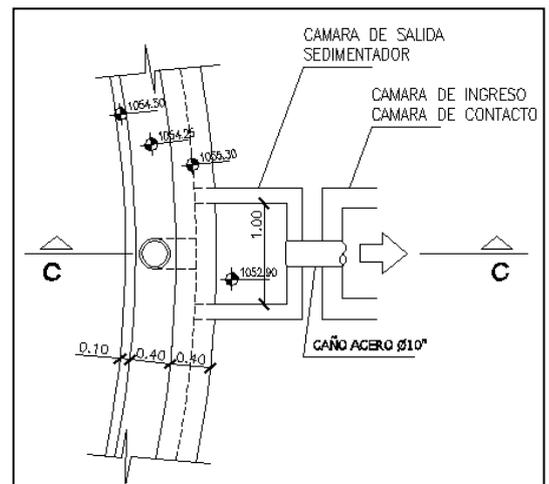


Figura 31 – Detalle Vertedero Líquido Efluente.

L_v : longitud total del vertedero (m) = $\pi \cdot \emptyset = \pi \cdot (13,53 - 0,80) \text{ m} = 40 \text{ m}$.

Entonces:

$$q_{vm\text{ed}} = 49 \frac{\text{m}^3}{\text{d} \cdot \text{m}} \leq 120 \frac{\text{m}^3}{\text{d} \cdot \text{m}}$$

$$q_{v\text{max}} = 69,44 \frac{\text{m}^3}{\text{d} \cdot \text{m}} \leq 290 \frac{\text{m}^3}{\text{d} \cdot \text{m}}$$

De la memoria descriptiva, se dispondrán vertederos triangulares, luego, para cada vertedor, el caudal vale:

$$Q = C_w \cdot \frac{8}{15} \cdot \sqrt{2 \cdot g} \cdot h^{\frac{5}{2}} \cdot \tan\left(\frac{\beta}{2}\right)$$

Siendo C_w aproximadamente 0,58, y el ángulo β de la abertura 90° , la expresión se simplifica a:

$$Q = 1,4 \cdot h^{\frac{5}{2}}$$

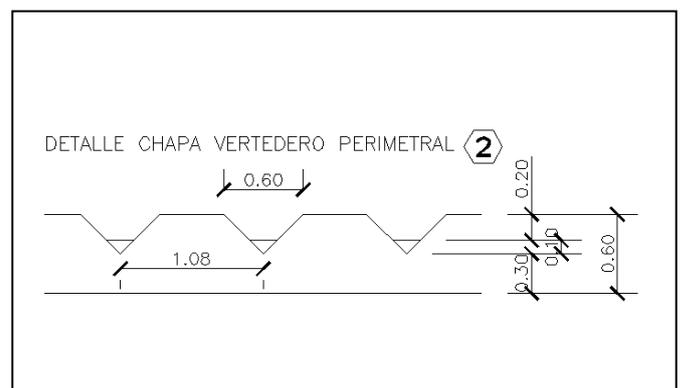
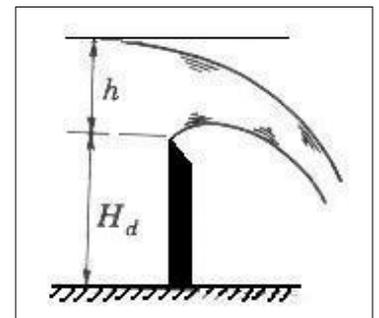
Adoptando una altura h sobre cada vertedor de unos 5 centímetros, resulta $Q = 0,000783 \text{ m}^3/\text{s} = 2,82 \text{ m}^3/\text{h}$.

El caudal máximo diario por evacuar es $Q_{E20} = 208,37 \text{ m}^3/\text{h}$.

Cantidad de vertederos = $208/2,82 = 74$.

Separación: $L_v / n = 40 \text{ m} / 74 = 0,54$ metros.

Por consiguiente, se VERIFICA, o SIN OBSERVACIONES sobre su diseño.



Sobre lo descrito del puente barredor de fondo, viga testera, equipo motriz, palas barredoras, pantalla aquietadora central, y las bombas a tornillos para barros, no hay observaciones.

5.2.5 Digestor-Espesador.

a) Criterios de Diseño

Siguiendo el análisis sobre los componentes del sistema de la Norma¹⁶, sobre esta etapa indica:

En “11.8.7 – Acondicionamiento y disposición de los Lodos Producidos en el Proceso: a) El exceso de lodo, producido y removido en el proceso de lodos activados, deberá ser considerado estabilizado para deshidratación y destino final, cuando la edad del lodo θ_c sea igual o superior a 20 días o la carga superficial másica c_n o factor de carga f , sea igual o inferior a 0,10 Kg DBO₅/d.Kg SSTA.”

Observación: En el Proyecto Ejecutivo, $\theta_c = 24$ días. **Luego debería considerarse estabilizado el lodo para deshidratación, no siendo necesario un Digestor...sin embargo lo incluyen como un componente necesario del sistema.**

Tesis: $\theta_c = 15$ días, luego debe incluirse el Digestor Aeróbico de Lodos como elemento necesario del sistema de tratamiento, debiendo verificarse lo dispuesto en 11.16 “Tratamiento y Disposición de Barros” de la Norma.

De “11.16.1 - Estimación de la Calidad y Cantidad del Barro: Las características y cantidad del barro generado dependen de los tipos de líquido crudo que los origina, los procesos de tratamiento empleados en la planta y el tiempo entre su producción y disposición final.

Se deberá justificar los valores adoptados en cuanto a composición y calidad del barro basándose en balances de masa, adoptando valores comprendidos dentro de los rangos de los cuadros 11.16.1, 11.16.2 y 11.16.3.”

De “11.16.2 - Selección de la alternativa de tratamiento:

- a) El tratamiento de barros adoptado deberá satisfacer los siguientes objetivos esenciales:
- Reducción de la capacidad de fermentación, proceso comúnmente denominado estabilización.
 - Reducción del volumen.
 - Eliminación de microorganismos patógenos.
 - Disposición final;

b) El proyectista deberá justificar el método adoptado.”

¹⁶ Normas de Estudio, Diseño y Presentación de Proyectos de Desagües Cloacales del ENOHSa.

Siendo adoptado el Proceso de Digestión Aerobia, el diseño debe seguir las pautas establecidas en la sección “11.16.2.2.H – Digestión Aerobia: Es un proceso similar al de barros activados sin recirculación de barros en la variante de aeración prolongada, luego serán diseñados como reactores totalmente agitados; por lo tanto la edad del barro (tiempo de residencia celular, θ_c) puede considerarse igual al tiempo de permanencia hidráulica ($t = \theta_c$).

Se define y justifica la edad del barro (θ_c) de acuerdo con:

- el tipo de barro a digerir,
 - la reducción de Sólidos Volátiles deseada y
 - la Temperatura de operación prevista (temperatura media del mes más frío).
- La carga másica volumétrica será igual o inferior a 3,5 KgSSV/d.m³.
 - El volumen del digestor asegurara como mínimo el tiempo de retención celular adoptado y además deberá contemplar una capacidad de almacenamiento adicional para los periodos en los que no pueda extraerse el barro (fines de semana, tiempo lluvioso, etc.)
 - Podrán construirse con planta de forma circular, cuadrada, rectangular o anular. Las profundidades pueden variar entre 1 y 3 metros. La pendiente del fondo se construirá con valores entre 1:12 y 3:12”

Criterios de Diseño para Digestores Aeróbicos				
Parámetro	Sigla	Unidad	Valor	
			min	max
Tiempo de Detención hidráulica, días a 20° C				
Lodo Activado	θ	días	10	15
Lodo Activado sin tratamiento primario	θ	días	12	18
Lodo primario más activado o de Filtro Percolador	θ	días	15	20
Carga de sólidos, Kg de sólidos volátiles		m ³ /d	1,6	4,8
Necesidad de oxígeno, Kg/Kg destruido				
Tejido celular con nitrificación		KgO ₂ /Kg	2,3	
DBO ₅ en el fango primario		KgO ₂ /Kg DBO ₅	1,6	1,9
Necesidades energéticas para el mezclado				
Aireadores mecánicos		W/m ³	20	40
Mezclado por aire difuso		m ³ /m ³ .d	29	58
OD residual en el líquido		mg/l	1	2
Reducción de sólidos volátiles			40	50

b) Diseño Digestor:

Volumen necesario del Tanque:

Como primera observación, la Masa de lodos purgados, es mucho mayor a la considerada en el diseño del Proyecto Ejecutivo, puesto que no ponderan adecuadamente el Fango por DQO particulado inerte que realmente ingresa por no tener un Sedimentador Primario o un Desarenador.

Con esta consideración, abordada con mayor detalle en las observaciones al Sistema (Sección IV) el Caudal de Purga Total derivado al Digestor (T_x) se obtiene a partir de:

Masa de Fango activado volátil purgado (P_x):

$$P_x = Y_{obs} \times \Delta S \times Q_{c20} = 0,301 \times \frac{230 \text{ mg/l}}{1.000} \times 1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} = 137,56 \text{ Kg/día}$$

Fango por DQP particulado inerte (P_i):

$$P_i = X_i \times Q_{c20} = \frac{90 \text{ mg/l}}{1.000} \times 1.984,51 \text{ m}^3/\text{d} = 178,61 \text{ Kg/día}$$

Masa total de lodos purgados (P_t):

$$P_t = P_x + P_i = 316,16 \text{ Kg/día}$$

El Caudal de Purga del Fango Total (T_x) vale:

$$T_x = \frac{P_t}{X_u \times \gamma_{lodo}} = \frac{1.000 \times 316,16 \text{ Kg/d}}{9.845,9 \text{ mgSST/l} \times 1,04} = 30,88 \text{ m}^3/\text{día}$$

El % Reducción de Sólidos es función de la Temperatura y de la edad de los lodos.

- Temperatura media del mes más frío del año¹⁷: 5,4° C.
- Edad de los lodos: del Cuadro 11.16.9, adopto $\theta = 15$ días.

La Curva o función del % Reducción vs Temperatura x Edad de los lodos se expone en la Figura 30¹⁸.

¹⁷ Fuente: AIC. Serie años 2001-2010.

¹⁸ Fuente: Manual de Diseño de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales, Aurelio Hernández Lehmann.

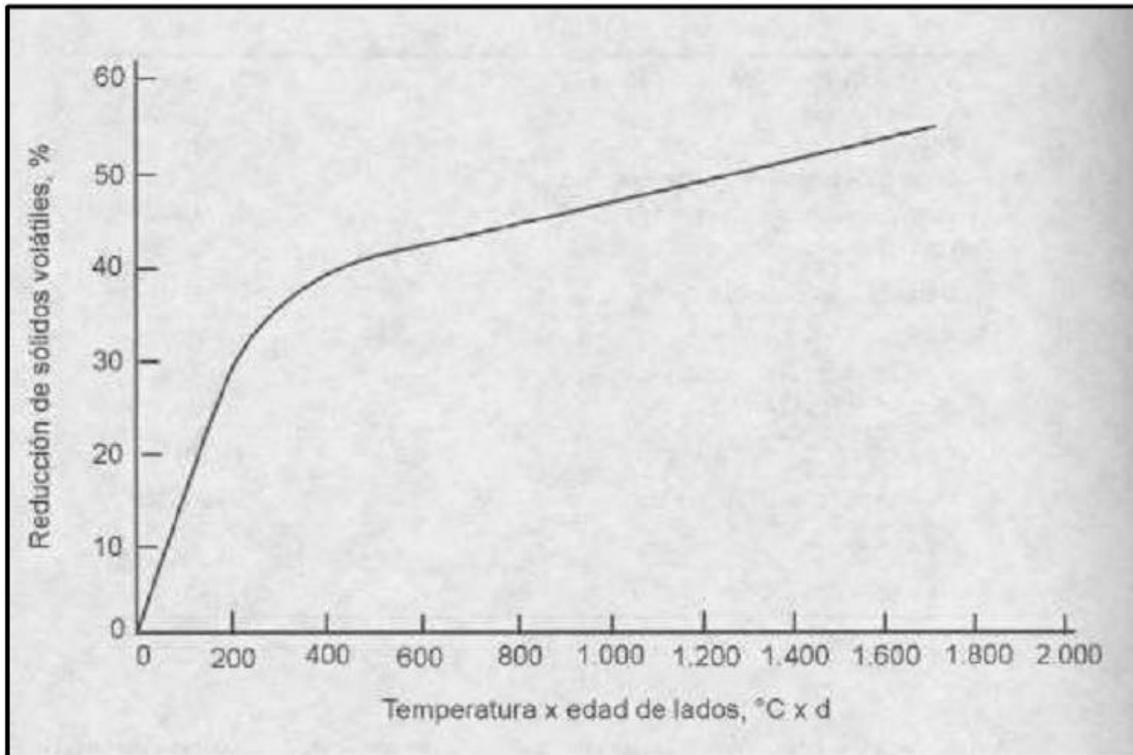


Figura 32 – Porcentaje de Reducción de Sólidos Volátiles en Digestores Aeróbicos.

Nota: De la Figura 30, se observa que para los meses invernales si no se eleva la temperatura ambiente del Digestor, es muy ineficiente. Esto se apunta para la Sección IV-Observaciones al Diseño.

Volátiles digeridos:

$$P_{xr} = 137,56 \text{ Kg/día} \times 0,15 = 20,63 \text{ Kg/día}$$

Porcentaje de Sólidos Suspendedos en el Digestor, respecto a la concentración de sólidos del afluente, X%:

$$X\% = \frac{316,16 \text{ Kg/día} - 137,56 \text{ Kg/día} \times 15\%}{316,16 \text{ Kg/día}} = 93,47\%$$

Por lo que, los Sólidos Suspendedos en el Digestor Aerobio (X) valen:

$$X = 9.845,9 \times 93,47\% = 9.203,33 \text{ mg/l}$$

El Volumen (V_D) del Digestor Aerobio se calcula con:

$$V_D = \frac{Q(X_0 + Y \times S_0)}{X[K_d P_v + 1/\theta]}$$

Q, Caudal de purga: 30,88 m³/día.

X₀, SS del afluente al Digestor: 9.845,90 mg/l.

Y.S₀: El término Y.S₀ se desprecia cuando no hay aporte de lodo primario al digestor aerobio.

X, SS del Digestor aerobio: 9.203,33 mg/l.

K_d: Constante de reacción: 0,055 d⁻¹.

P_v, Fracción decimal de SSV del Digestor: 85%.

θ, edad de los lodos: 15 días.

$$V_D = \frac{30,88 \text{ m}^3/\text{d} \times 9.845,9 \text{ mg/l}}{9.203,33 \text{ mg/l} [0,055 \text{ d}^{-1} \times 0,85 + 1/15]} = 291,24 \text{ m}^3$$

Luego, el Volumen del Digestor, en estas condiciones, debería ser casi 4 veces el del Proyecto Ejecutivo.

c) *Dimensionamiento del Equipo de Inyección de Aire:*

Reducción de Volátiles: $SSVR = 316,16 \text{ Kg/día} \times 43,51\% \times 15\% = 20,63 \text{ Kg/día}$

Requerimiento de Oxígeno: $OR = 20,63 \text{ Kg/día} \times 2,3 \text{ KgO}_2/\text{KgSSVR} = 47,46 \text{ KgO}_2/\text{día}$

Volumen de aire en condiciones normales, (atmósfera con 23,2% de Oxígeno, Densidad del aire de 1,2 kg/m³, eficiencia de transferencia del 10%):

$$V_a = \frac{47,46 \text{ KgO}_2/\text{día}}{0,232 \times 1,2 \times 10\%} = 1.695 \text{ m}^3/\text{d} = 70,61 \text{ m}^3/\text{h}$$

Con un caudal por difusor de 5m³/h, se necesitan al menos 15 difusores.

5.3 CUADRO RESUMEN COMPARATIVO

REVISIÓN DIMENSIONAMIENTO PLANTA PROYECTO EJECUTIVO							
ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad	
BOMBEO	POZO BOMBEO	Volumen mínimo útil de la cámara de aspiración	Vu1	9,58	10,98	m ³ /h	
		Diámetro	Ø _{pozo}	4,00	4,00	m	
		Altura útil	H _u	0,76	0,87	m	
		Altura pozo	H _{pozo}	5,76	5,76	m	
	CAÑERÍA IMPULSION	Desnivel topográfico	H _{top}	7,86	7,56	m	
		Largo	L	24,00	24,00	m	
		Diámetro nominal	Ø	250,00	250,00	mm	
	BOMBA	Requerimientos	Caudal total, a 10 años, de las 2 bombas	Q _{b10}	182,00	180,60	m ³ /h
			Caudal de diseño de cada bomba	Q _{b10}	91,00	90,30	m ³ /h
			Altura manométrica	H _m	8,54	8,23	m
		Selección	Bomba Seleccionada		NP 3127.180 HT	NP 3127 HT3	
			Potencia	N	4,70	4,70	kW

ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad	
REACTOR AERÓBICO	CONDICIONES DE BORDE	Población máxima a servir		6.108,00	7.752,00		
		Caudal medio	Q _c	1.563,65	1.984,51	m ³ /d	
		Caudal máximo diario	Q _D	2.189,11	2.778,32	m ³ /d	
		Sólidos Suspendidos Totales	SST	300,00	300,00	mg/l	
		Demanda Química de Oxígeno	DQO	360,00	360,00	mg/l	
		Demanda Bioquímica de Oxígeno	DBO ₅	250,00	250,00	mg/l	
		Demanda Química de Oxígeno Inerte o No Biológica	DQO _i	110,00	110,00	mg/l	
		DQO Soluble Inerte	S _i	7,80	20,00	mg/l	
		DQO Particulada o Sólidos Suspendidos Inertes	X _i	102,20	90,00	mg/l	
		DBO Particulada o Sólidos Suspendidos Biológicos	X _B	197,80	210,00	mg/l	
		DBO Soluble	S _B	52,20	40,00	mg/l	
		Nitrógeno Total	N	35,00	35,00	mg/l	
		Fósforo Total	P	4,00	4,00	mg/l	
		Temperatura máxima absoluta		39,50	37,70	°C	
		Temperatura mínima absoluta		-11,20	-9,80	°C	
		Temperatura media		11,90	12,80	°C	
		Precipitación media		352,00	631,00	mm	
		Altura aproximada sobre el nivel del mar	Alt.	1.000,00	1.000,00	m.s.n.m.	
		Presión atmosférica - f(Alt.)		981,80	663,00	mmHg	
		Efluente - Valores límite	Sólidos Suspendidos	SST	20,00	20,00	mg/l
			Demanda Biológica de Oxígeno	DBO ₅	50,00	50,00	mg/l
			Coliformes Totales		50.000,00	50.000,00	NMP/l

ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad	
REACTOR AERÓBICO	PILETA - REACTOR	Parámetros, Método Racional	Coef. Producción Máx.; Biomasa Formada / Sustrato Consumido	Y	0,55	0,55	Kg SSV / Kg DBO ₅
			Constante de respiración endógena	K _d	0,055	0,055	días ⁻¹
			Edad de los lodos	θ _c	24	15	días
			DBO soluble de Vertido	S	7,80	20,00	mg/l
			Relación SS Volátiles/Totales del Licor Mezclado		80,00%	43,51%	%
			Sólidos Suspendidos Totales en el Licor Mezclado	X	3.750,00	4.102,46	mg SS _T /TAI
			DQO Particulada Inerte acumulada en el reactor	X _R	750,00	2.317,55	mg SS _T /TAI
			Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado	X _v	3.000,00	1.784,90	mg SSV/TAI
			Sólidos Suspendidos Totales en Licor Recirculado	X _u	9.000,00	9.845,90	mg SS _T /R/l
			Eficiencia = DBO / DBO ₀	η	96,88%	92,00%	
		Remoción de DBO	ΔS	242,20	230,00	mg/l	
		Diseño	1 + θ _c · K _d		2,320	1,825	
			Y · θ _c · Q _C		20.640,15	16.372,22	m ³
			Volumen Método Racional, Q _C	V	718,25	1.156,00	m ³
			Y · θ _c · Q _E		28.896,22	22.921,11	m ³
			Volumen Método Racional, Q _E	V	1.005,56	1.618,40	m ³
			Largo	L	17,00	17,00	m
			Ancho	A	17,00	17,00	m
			Profundidad útil, pelo de agua	h	4,00	4,00	m
	Comportamiento Reactor	Volumen	V	1.156,00	1.156,00	m ³	
		Tiempo de Retención Hidráulico	θ	17:44:35	13:58:49	horas	
		Carga Orgánica Diaria (= Q _C · S ₀)	La	390,91	496,13	Kg DBO ₅ /día	
		Carga Orgánica Volumétrica (= Q _C · S ₀ / V)	C _v	0,338	0,429	Kg DBO ₅ / día · m ³	
		Carga Másica, o Relación DBO eliminado a Biomasa en el reactor	C _m	0,11	0,221	Kg DBO ₅ / día · KgSSV	
		Coefficiente de Producción de Lodos	Y _{obs}	0,24	0,301	Kg SSV / Kg DBO ₅	
		Masa de fango activado volátil purgado	P _x	89,78	137,56	Kg/día	

ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad	
REACTOR AERÓBICO	SUMINISTRO DE AIRE - DIFUSORES DE BURBUJA FINA	Datos de entrada	Población máxima a servir		6.108,00	7.752,00	
			Caudal medio	Q _c	1.563,65	1.984,51	m ³ /d
			Caudal máximo diario	Q _D	2.189,11	2.778,32	m ³ /d
			Volumen de Aireación	V	1.156,00	1.156,00	m ³
			DBO afluente	DBO ₅	250,00	250,00	mg/l
			DBO soluble de Vertido	S	7,80	20,00	mg/l
			Nitrógeno Total afluente	Na	35,00	35,00	mg/l
			Fósforo Total	P	4,00	4,00	mg/l
			Nitrógeno Efluente Objetivo	Ne	15,00		mg/l
			Masa de fango activado volátil purgado	P _x	89,78	137,56	Kg/día
		Diseño	Remoción de DBO	ΔS	242,20	230,00	mg/l
			DBO eliminado por día	Q · ΔS	378,72	456,44	Kg/día
			Oxígeno por digestión DBO	a	2,00	0,55	KgO ₂ /Kg DBO ₅
			Biomasa en el Reactor	X _v · V		2.063,35	Kg
	Consumo Oxígeno diario por respiración endógena		b		0,10	KgO ₂ / d x Kg SSV	
	Demanda de Oxígeno por DBO.		DO(DBO)	757,43	457,38	KgO ₂ /día	
	Remoción de Nitrógeno Kjeldahl		ΔN	20,00		mg/l	
	NTK eliminado por día		Q · ΔN	31,27		Kg/día	
	Oxígeno por NTK		c	4,60		KgO ₂ /Kg NTK	
	Demanda de Oxígeno por NTK		DO(NTK)	143,86		KgO ₂ /día	
	Demanda Total de Oxígeno, Ramalho	DO	901,29	457,38	KgO ₂ /día		
	Demanda Total de Oxígeno, Metcalf	DO		818,98	KgO ₂ /día		
	Requerimiento de Oxígeno Standard	SOR	2.019,59	1.835,15	KgO ₂ /día		
	Flujo de aire necesario en tanque de aeración	Q(aire)	1.457,01	1.273,03	m ³ /h		
	Aire Abastecido		89,45	61,58	m ³ /Kg DBO ₅		

ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad		
SEDIMENTADOR SECUNDARIO	Datos Entrada	Tasa de Recirculación	r% o RAS	67,00%	60,00%	%		
		Caudal medio	Q _c	1.563,65	1.984,51	m ³ /d		
		Caudal de Recirculación medio	Q _{RC}	1.047,64	1.190,71	m ³ /d		
		Caudal Medio Ingreso al Sedimentador Secundario, Q _c + Q _R	Q _{IImed}	1.563,65	3.175,22	m ³ /d		
		Caudal máximo diario	Q _D	2.189,11	2.778,32	m ³ /d		
		Caudal de Recirculación max	Q _{RD}	1.466,70	2.976,77	m ³ /d		
		Caudal Máx Diario Ingreso al Sedimentador Secundario, Q _D + Q _{Rmax}	Q _{III}	2.189,11	5.755,08	m ³ /d		
		Parámetros	Carga Superficial Hidráulica, para Q _{C20}	V _{omed}	16,00	24,00	m ³ / d.m ²	
			Carga Superficial Hidráulica, para Q _{D20}	V _{omax}	20,00	40,00	m ³ / d.m ²	
			Carga Superficial Másica, para Q _{C20}	C _{ssmed}		98,46	Kg / d.m ²	
			Carga Superficial Másica, para Q _{D20}	C _{ssmax}		164,10	Kg / d.m ²	
		Comportamiento - Dimensionamiento	Diseño	Diámetro	Ø	13,00	13,53	m
				Area	A	132,73	143,88	m ²
				Altura, tirante líquido	h	3,00	2,80	m
	Volumen Sedimentador			V _s	398,20	402,86	m ³	
	Comportamiento		Carga Superficial Hidráulica, para Q _{C20}	V _{omed}	11,78	13,79	m ³ / d.m ²	
			Carga Superficial Hidráulica, para Q _{D20}	V _{omax}	16,49	19,31	m ³ / d.m ²	
			Carga Superficial Hidráulica, para Q _{E20} (Gasto Pico)	V _{omaxh}	29,69	34,76	m ³ / d.m ²	
			Carga Superficial Másica Media, para Q _{C20}	C _{ssmed}	44,18	56,59	Kg / d.m ²	
			Carga Superficial Másica, para Q _{D20}	C _{ssmax}	61,85	79,22	Kg / d.m ²	
			Carga Superficial Másica, para Q _{E20} (Carga Pico)	C _{ssmaxh}	111,33	142,60	Kg / d.m ²	
			Carga hidráulica media sobre Vertedor	q _{vmed}		49,60	m ³ / d.m	
			Carga hidráulica máxima sobre Vertedor	q _{vmax}		69,44		
			Salida Lodos	Sólidos Suspendidos Totales en Lodo Sedimentado	Xu	9.000,00	9.845,90	mg SS _T /l
				Índice Volumétrico de Lodos (índice MOHLMAN)	IVL	111,11	101,57	ml/g
	Índice de Compactación del Lodo	c		2,40	2,40			
	Masa de fango activado volátil purgado	Px		89,78	137,56	Kg/día		
	Caudal de Fangos Volátiles	Vx		9,59	13,43	m ³ /d		
	Fango por DQO Particulada Inerte	Pi		22,45	178,61	Kg/día		
	Masa total de lodos purgados	Pt		112,23	316,16	Kg/día		
	Caudal de Purga Fangos Total	Tx		11,99	30,88	m ³ /d		

ELEMENTO	COMPONENTE	Dimensión / Parámetro	Sigla	PROYECTO EJECUTIVO	REVISIÓN FÓRMULAS	Unidad	
DIGESTOR AERÓBICO DE LODOS	Datos Diseño	Concentración de Sólidos de recirculación	Xu	9.000,00	9.845,90	mg SST/l	
		Densidad Relativa Lodo		1,04	1,04		
		Concetración del Fangos		0,90	0,98	%	
		Ingreso de Lodos Volátiles/día	Px	89,78	137,56	Kg/día	
		Caudal de Purga de Lodos Volátiles	Q _{wv} , Vx	9,59	13,43	m ³ /d	
		Ingreso de Lodos Totales/día	Pt	112,23	316,16	Kg/día	
		Caudal de Purga de Lodos Totales	Q _{wt} , Tx	11,99	30,88	m ³ /d	
		Sólidos Secos Totales	ST	4,00	4,00	%	
		Sólidos Volátiles (% de ST)	SV	80,00%	43,51%	%	
		Constante de respiración endógena	Kd	0,055	0,055	días ⁻¹	
	Comportamiento - Dimensionamiento	Operación	Edad de los lodos en el Digestor	θ _p	8,00	15	días
			Reducción SSV	%SSVR	30,00%	15,00%	%
			Volátiles Digeridos	SSVR	85,29	20,63	Kg/día
			Porcentaje de Sólidos en el Digestor		76,00%	93,47%	
			Concentración de Sólidos en el Digestor	X _D	6.840,00	9.203,33	
			Volumen	V _D	75,00	291,24	m ³
		Diseño	Requerimiento de Oxígeno Standard	OR	161,61	47,46	KgO ₂ /día
			Flujo de aire necesario en tanque de aeración			70,61	m ³ /h
			Número de difusores		46	15	

Capítulo 6: OBSERVACIONES Y PROPUESTAS DE MEJORAS.

6.1 Entrevista a Inspección.

En agosto de 2017 se efectuó entrevista al Inspector de la Obra, ing. Rolando Vargas, de la planta del E.P.A.S. Consultado sobre problemas de proyecto que hubiesen sido detectados durante la ejecución de la obra, la calificó de una ejecución “sin mayores problemas”.

Ahora, en una segunda entrevista efectuada en Planta de Potabilización de agua de Parque Industrial, esta vez con el inspector y la Técnica en Saneamiento Ambiental Nancy Ceotto del E.P.A.S., que tuvo participación en la formulación del anteproyecto, me relatan observaciones y propuestas de mejoras.

Además, el Inspector me entrega copia de Manual de Operación y Mantenimiento dado que a esa fecha (julio/agosto de 2017) estaban procediendo a Recepción Provisoria de la Obra, y copias de registro fotográfico de la obra.

Fotografía 1 – Vista general de la PLANTA - Obra Terminada.



Fotografía 2 – Vista exterior de Pozo de Bombeo y Cámaras de Válvulas.



Fotografía 3 – Vista exterior de Pozo de Bombeo, malacates de izaje y Tablero de Operación y Control.



Fotografía 4 – Vista interior del Pozo de Bombeo, Caño de Líquido ingresante y Cámara de Rejas Gruesas.



Fotografía 5 – Vista exterior de Cámara de Rejas Finas – Cañería de impulsión.



Fotografía 6 – Ingreso a Cámara de Rejas Finas.



Fotografía 7 – Vista de Vertedero Triangular, Canaleta lateral de Distribución, interior del Tanque de Aereación, Parrilla de Difusores.



Fotografía 8 – Detalle Vertedero Triangular.



Fotografía 9 – Detalle Canaleta de Distribución.



Fotografía 10 – Vista interior Tanque de Aereación y Parrilla de Difusores.



Fotografía 11 – Vista exterior del Digestor.



6.2 Observaciones.

Las observaciones a la Planta de Tratamiento, las expongo separadas en 2 grupos, diferenciados por el origen de las mismas. Las primeras (denominadas Tipo I), desde el análisis teórico del diseño, las segundas (tipo II) por inspección u operación advertidas o identificadas y mencionadas en entrevistas efectuadas.

Observaciones tipo I¹⁹:

a) Como primera gran observación, se debe señalar que es un error habitual en los diseños de los sistemas de tratamiento de las plantas de la región, la ausencia de Desarenadores y Sedimentadores Primarios; operación unitaria diseñada para concentrar y remover sólidos suspendidos del agua residual.

La eficiencia de un sedimentador primario depende de la carga superficial, removiendo aproximadamente entre el 50 – 70% de SST y entre 20 – 40% de la DBO₅, de acuerdo a la figura 31, con lo que se reduce en esas proporciones la carga orgánica a tratar en el Reactor de Lodos Activados.

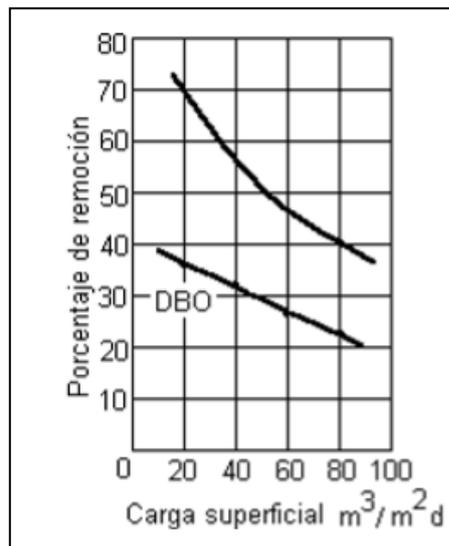


Figura 33 – Remoción de DBO y SS función de la Carga Superficial

¹⁹ Observaciones elaboradas a partir de entrevistas a Dra. Química Marcela Gatti de la U.N.C.O., y a la Técnica en Saneamiento Ambiental Nancy Ceotto, del E.P.A.S.

Si prescindimos de esta etapa, los procesos unitarios de tratamiento secundario pueden verse afectados por la presencia de arenas, escoria, y sólidos suspendidos inertes que pueden ralentizar las reacciones biológicas que, per sé, reducen la DBO BIODEGRADABLE, NO LA DQO INERTE.

Como sabemos, la DQO es la suma de:

$$DBO \begin{cases} \rightarrow BIODEGRADABLE \rightarrow DBO = S_5 + X_5 \\ \rightarrow INERTE = S_I + X_I \end{cases}$$

La fracción no biodegradable, o INERTE total se subdivide en DQO soluble inerte (SI) y DQO particulada inerte (XI), que no podrán ser removidas por el sistema biológico.

La primera de ellas junto a la pequeña cantidad de sólidos suspendidos o coloidales que se formarán en el reactor como producto de la actividad de los microorganismos, escaparán del sistema junto al efluente.

Por su parte, la DQO particulada inerte se mezclará con la biomasa, sedimentando con ella, y es la responsable del aumento de la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezcla.

Debido a la capacidad del lodo activado de flocular, todo el material sólido, biodegradable y no biodegradable, orgánico o inorgánico, se convertirá en sólido sedimentable. La masa de la DQO particulada inerte conformada por el residuo endógeno (paredes celulares), el material orgánico suspendido o sedimentable, se acumulará en el reactor, y sólo es retirado del mismo por medio de la purga. Es decir, la única forma de remover la fracción particulada de la DQO inerte, es por medio del control de la edad del lodo.

De la tabla de las *Características del Líquido Ingresante*²⁰ del Proyecto, DQO = 360 mg/l; DBO = 250 mg/l; luego la $DQO_{inerte} = 110 \text{ mg/l}$.

La DQO soluble inerte (SI) es la que escapará del sistema, que no debe exceder²¹, para el caudal máximo (QD) de 20 mg/l; con lo que, reemplazando para la DQO_{inerte} :

$$110 \frac{mg}{l} = 20 \frac{mg}{l} + X_I \quad \Rightarrow \quad X_I = 90 \frac{mg}{l}$$

²⁰ Ver Tabla 15 – Características del líquido ingresante a la Planta.

²¹ Tabla 16 – Parámetros de Vuelco al Cuerpo Receptor.

La DQO particulada inerte (XI), por no considerar un sedimentador primario y no se digiere en un reactor biológico por lo que se acumulará en el reactor es

$$X_i \times \frac{TRC}{TRH}$$

$$TRH = \frac{V_r}{Q_c} = \frac{1.156m^3}{1.564m^3/d} = 0,74d \quad \Rightarrow \quad X_i \times \frac{TRC}{TRH} = 90 \times \frac{24d}{0,74d} = 2.918,92 \frac{mg}{l}$$

Luego, permitir el ingreso de la DQO particulada inerte incrementa la masa de lodos que circulan, forma parte de la biomasa que ingresa y recircula al reactor perjudicando su eficiencia y debe extraerse del sistema aumentando los costos de bombeo de recirculación, deshidratación y retiro de lodos.

b) En el Proyecto Ejecutivo siempre describen al reactor como de AERACIÓN DE MEZCLA COMPLETA.

Ahora, por los parámetros prestablecidos para el diseño, y valores de variables obtenidos, EL REACTOR OPERA COMO DE AERACIÓN DE MEZCLA COMPLETA, PERO EN LA VARIANTE DE AERACIÓN PROLONGADA (especificado recién en el MANUAL DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO, pagina 26).

Esto conforme al Cuadro N° 11.8.A – Clasificación de procesos de Lodos Activados – Parámetros de Diseño, adjunto a continuación:

PROCESO	VARIANTE	θ _c		F/M o Cm o f		V _c o Cv		θ		SSLMOX		Qr/Q or%		η o Ef		R.F.	Aire abastecido	
		[días]		[kg DBO ₅ / d x KgSSLM]		[kg DBO ₅ / d x m ³]		[horas]		[KgSSTA/m ³]		[%]		[%]			[m ³ / Kg DBO ₅]	
		min	max	min	max	min	max	min	max	min	max	min	max	min	max		min	max
De baja carga 20 < θ _c < 30	Aireación prolongada	20	30	0,04	0,10	0,16	0,40	12	36	3,00	6,00	75	150	85	95	CM	90	125
	Zanjas de oxidación PASVEER	20	30	0,05	0,10	0,16	0,40	12	36	3,00	6,00	75	150	90	98	FP	90	125
	Zanjas de oxidación profunda de ZEPER (Carrousel)	20	30	0,05	0,10	0,16	0,40	12	36	3,00	6,00	75	150	90	98	FP	90	125
De media carga 3 < θ _c < 15	Flujo Pistón Convencional	3	15	0,20	0,50	0,48	0,64	4	8	1,50	3,00	25	50	85	95	FP	45	90
	Aireación Piramidal, Gradual o decreciente	3	15	0,20	0,40	0,48	0,64	4	8	1,50	3,00	15	30	85	95	FP	45	90
	Alimentación escalonada o Aireación por pasos	3	15	0,20	0,60	0,32	0,96	6	9	2,00	3,50	25	75	85	95	FP	45	90
	Aeración de Mezcla Completa	3	15	0,20	0,60	0,64	0,96	3	5	2,00	6,00	25	100	85	95	CM	45	90
	Estabilización por contacto	3	15	0,20	0,60	0,32	0,96					25	100				45	90
	Tanque de Contacto							0,5	1	1,00	3,00							
	Tanque de Estabilización							3	6	4,00	10,00			80	90	FP		
De alta carga θ _c < 3	Aeración modificada	0,2	0,5	1,50	5,00	1,30	2,40	1,5	3	0,50	1,50	5	15	60	75	FP		
	Oxígeno puro	<	3	0,20	1,00	1,60	4,00	1	3	6,00	8,00	25	50	85	95	CM		
	Aireación de alta carga	<	3	0,60	5,00	2,40	6,00	0,5	2	4,00	10,00	100	500	70	90	CM	25	45

Valores del Proyecto Ejecutivo:

Dimensión / Parámetro	Sigla	Unidad	VALOR
Edad de los lodos	θ_c	días	24
Tiempo de Retención Hidráulica	θ	horas	17:44:35
Sólidos Susp. Totales en el Licor Mezclado	X	mg SSTA/l	3.750,00
Tasa de Carga Volumétrica	Cv	KgDBO ₅ /d.m ³	0,338
Rel. Sustrato Biomasa, o Carga Másica	Cm o F/M	KgDBO ₅ /d.KgSSLM	0,11
Sólidos Susp. Totales en Licor Recirculado	Xu	mg SSTA/l	9.000,00

El tiempo de retención celular es el peso de sólidos en suspensión en el sistema dividido por el peso total de sólidos que abandonan el sistema en la unidad de tiempo (normalmente por día).

O sea,

$$\theta_c = \frac{V_i \times X_i}{Q_w \times X_p}$$

Para verificar esta relación de equilibrio, el caudal de lodos, Q_w debe ser 16 m³/día.

En el Proyecto Ejecutivo, lo obtienen a partir de:

$$Q_w = V_T = \frac{P_T}{X_U \times \rho} = \frac{112,25 \text{ kg/día}}{9 \text{ mg/m}^3 \times 1,04} = 12 \text{ m}^3/\text{día}$$

Por otro lado, los Sólidos Suspendidos en el Licor Mezclado, deberían resultar de:

$$X_i \times \frac{\theta_c}{\theta} = 250 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times \frac{24\text{d}}{0,74\text{d}} = 8.115 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Valor muy superior al supuesto, y fuera de valor aceptable; debería ajustarse algunos de los supuestos (edad de los lodos, o tiempo de retención hidráulica).

c) Siendo un REACTOR DE AERACIÓN PROLONGADA, respecto al acondicionamiento y disposición de los lodos, cuando la edad de los lodos es igual o superior a 20 días, debe considerarse estabilizado²², por lo que NO ES NECESARIO UN DIGESTOR.

Luego, el reactor identificado como DIGESTOR en la planta, debería haberse diseñado como ESPESADOR, o dicho de otro modo, no harían falta los aireadores.

²² Normas de Estudio, Diseño y Presentación de Proyectos de Desagües Cloacales del ENOHSa – Sección 11.8.7.

d) La temperatura afecta directamente el nivel de actividad de las bacterias en el reactor aerobio. El Rango óptimo es de 25 a 32°C. Para compensar la variación de la actividad biológica a diferentes temperaturas, debe ajustarse la concentración de sólidos suspendidos del licor mezclado. Los límites o extremos de temperatura en que la biomasa digiere el sustrato son entre 13 y 38° C. Temperaturas fuera de este rango detienen la actividad de los organismos²³.

En la localidad de Andacollo²⁴ ocurren temperaturas ambientales fuera de ese rango que afectan al proceso que ocurre en el reactor.

Observaciones Tipo II²⁵:

e) Los Difusores están montados sobre Parrillas de PVC ø 105 mm no removibles.

Al detectarse fallas, ello obliga a:

- Interrumpir el tratamiento y “bypasear la planta” descargando al río sin tratamiento (solo cloración).
- Vaciar el reactor.
- Tiempo de reparación, 4/5 días.

f) Las Salas de Sopladores no tenían:

- Insonorización en su Cabina. Ruido > 100 dB. Insalubre para los operadores. Molesto para vecinos. El EPAS insonorizó la Cabina.
- Extractor de aire. La Contratista puso un extractor.

g) La Planta se saturó de barro (se extraen mediante camiones, 4/5 viajes por semana hasta Chos Malal, a predio habilitado para vuelco).

h) Bombas de Recirculación; 2 Bombas, Marca: Flygt. Tipo: de Tornillo.

²³ Fuente: Eckenfelder and Musterman (1995).

²⁴ Ver Anexo III: AIC – Estaciones de Teledetección pertenecientes a la Autoridad Interjurisdiccional de Cuenca – Cuenca del Río Neuquén. Estación “Puente Andacollo” - TEMPERATURAS MÁXIMAS Y MÍNIMAS MEDIAS MENSUALES - PERÍODO 2001 - 2010

²⁵ A partir de entrevistas a ing. Químico Luciano Bautista, de E.N.S.A.

- Crítica en la selección de Proyecto, las bombas de Tornillo no se usan para recirculación, deben ser de tipo Centrífuga.
- Problema: Rotura de las bombas. Diagnóstico efectuado con personal de Flygt, se operaban con válvula de admisión cerrada.

i) El equipo de Deshidratación de barros, Centrífuga DECANTER, Marca GEA, provista según especificaciones, es de prestación y operación superior a la demanda y personal en planta.

Además:

- No se previó colocar un extractor ni cajón de receptor del líquido a recircular.
- No tenía un variador de velocidad para regular su funcionamiento según la demanda.

Se colocaron los elementos identificados corrigiendo lo observado.

j) Bombas de extracción de Barros, 2 Bombas, Marca: Flygt. Tipo: de Tornillo.

- Al poner en marcha el Decanter, no funcionaron.
- Diagnóstico de Flygt, las bombas estaban corroídas y rotas. La Contratista repuso nuevas, de otra marca.

k) Sobre el canasto de reja gruesa: En el Pozo de Bombeo, de Fotografía 1, no se observa en la salida de la cloaca máxima rejas rectas deslizantes. Según **Norma COFAPyS – Sección 11.2.Rejas; 11.2.4 e**; cuando la configuración de rejas sea de rejas gruesas tipo canasto, “...se ubicará sobre la salida de la cloaca máxima una reja deslizante, con mecanismo de vástago y volante (reja compuerta), que pueda bajarse para retener sólidos cuando se efectúe el izaje del canasto y subirse cuando se reponga éste en su lugar...”

l) Sobre cantidad de rejas gruesas y finas: De la **Norma COFAPyS – Sección 11.2.6. Cantidad de Unidades**, $Q_{c20} = 1.984,51 \text{ m}^3/\text{día} > 1.000 \text{ m}^3/\text{día}$; luego deberían instalarse 2 rejas gruesas, cada una para el 100% del caudal máximo de bombeo, y 2 cámaras de rejas finas, aptas cada una para el 100% del caudal máximo y contarán con un by-pass que permitan evacuar automáticamente caudales que excedan ese valor.

De **11.2.9- Aspectos Constructivo**, “...dentro del recinto de rejas, deben preverse una o más canillas de agua limpia (de $\text{Ø } \frac{3}{4}$ ” mínimo), con conexión para manga.”

6.3 Propuestas de Mejoras.

Resultado de las observaciones formuladas, se proponen las siguientes mejoras:

- Incorporar al sistema de tratamiento un Sedimentador Primario o Desarenador.
- Techar y confinar el Tanque de Aeración, para controlar la temperatura exterior al reactor.
- Insonorizar la Sala de Sopladores.
- Incorporar Playa de Secado de barros.

El EPAS ha desarrollado un Plan de Mejoras, que resulta en un proyecto de Obras Complementarias para ejecutar las mejoras al sistema por ese Ente analizadas y completando las instalaciones ya previstas para una segunda etapa, que son el Laboratorio y dependencias para los operadores. La Memoria Descriptiva y los planos de implantación y de Detalle de cada componente, fueron suministrados por el EPAS para anexar a las conclusiones de este trabajo.

En dicho proyecto, se proponen emplazar:

- Impulsión desde el Pozo de Bombeo al ingreso del módulo Cámara de Rejas-Desarenador.
- Implantación de un módulo Cámara de Rejas-Desarenador. Los módulos de Rejas finas serán dos (2) y se construirán de forma análoga a la que ya se encuentra emplazada previo al reactor.
- Ejecución de la descarga del Desarenador al Reactor.
- Ejecución de la descarga del Desarenador a las Playas de Secado.
- Construcción de Playas de Secado de arena.
- Ejecución de retorno de agua drenada en caño de PVC $\phi 160$ mm al Pozo de Bombeo.

Para el Diseño del Módulo o Unidad de tratamiento Cámara de Rejas – Desarenador se toman los caudales máximos horarios a 10 años, $182 \text{ m}^3/\text{h}$, y a los 20 años, $230 \text{ m}^3/\text{h}$.

Se resumen a continuación las tareas a realizar²⁶:

Impulsión desde Pozo de Bombeo a ingreso al módulo Cámara de Rejas-Desarenador: en cañerías PVC-K6 de ϕ 250 mm de diámetro, con sus respectivos accesorios, manifold y válvulas.

Módulo Cámara de Rejas-Desarenador en hormigón armado de medidas totales de 4,30 m de ancho y 9,45 m de largo.

El caudal de diseño se reparte o divide en 2, que se conducen a respectivas cámaras de Rejas finas, análogas a las del reactor. Cada cámara de rejas de Largo 1,35 m, Ancho 2,35 m, Alto 1,70 m.

El líquido de cada cámara luego pasa a través de un vertedero triangular a una Cámara de carga y aquietamiento, de dimensiones: Largo 1,00 m; Ancho 2,35 m; Alto 0,70 m.

La salida de cada cámara de carga divide nuevamente y conduce el flujo por lo tanto a 4 Desarenadores idénticos repartiendo el gasto o caudal. El ingreso a cada Desarenador es controlable con una compuerta plana. Cada Desarenador de Largo 3,50 m; Ancho 0,60 m; Alto 0,60 m.

El líquido filtrado es aforado mediante vertederos Suro y se unifica el caudal de cada semicámara en una cámara de 1 m de largo, para salir mediante caño de acero de 6". A partir del fondo de esta cámara se replantea el perfil hidráulico para ingresar a gravedad el líquido al reactor. La descarga del Desarenador al Reactor se efectuará a gravedad, en acero y con su correspondiente manifold de salida. Tendrá una longitud aproximada de 15,00 m y se instalará según lo detallado en planos y especificaciones.

El fondo de las cámaras Desarenadoras es de Losetas de Hormigón a través de las cuales sedimentan por gravedad las arenas las que se colectan en respectivas cámaras de doble pendiente que funcionan como tolvas conduciendo las arenas a cañerías de descarga de 4", con sus respectivas Válvulas Esclusas de 4" para purga de barros.

²⁶ Fuente: Memoria Descriptiva del Plan de Mejoras.

Los 4 caños de descarga confluyen a colector de $\varnothing 160$ mm de salida de arenas a las Playas de secado. El extremo opuesto del colector tiene tapa ciega bridada para mantenimiento.

Playas de Secado de arena: Son dos piletas de hormigón armado, a los que llegan las arenas desde el colector, el que se bifurca en 2 caños de $\varnothing 160$ mm de ingreso a las playas de secado.

Dimensiones de cada pileta: Largo 4,00 m; Ancho: 3,70 m; Alto: 1,45 m.

Las Playas de secado filtran el agua mediante Manto filtrante compuesto de 3 capas de ladrillos, gravas finas y gruesas. El fondo es de Hormigón y con pendiente desde los lados hacia el eje de la pileta, donde se aloja semienterrado el caño colector del agua filtrada. El caño colector es un caño con su parte superior ranurada a 3 bolillos, con una pendiente dirigida al caño colector del agua drenada. El agua drenada, se retorna al Pozo de bombeo mediante caño de PVC $\varnothing 160$ mm (con sus respectivos accesorios y manifold, y se extenderá a lo largo de 10,00 m.)

Playas de Secado de barros: Los barros provenientes del Digestor/Espesador mediante las Bombas de extracción de Barros pueden circularse al Decanter o derivadas a las Playas de Secado de Barros para lo que se ejecuta la derivación con cañería de PVC $\varnothing 110$ k6. Las playas de secado son tres piletas de Hormigón armado. Dimensiones de cada pileta: Largo 26,00 m; Ancho 4,00 m; Alto 1,60 m. El Manto Filtrante está compuesto de 6 capas: Ladrillos, arena fina, arena gruesa, grava fina, grava mediana y grava gruesa. El líquido drenado se conduce mediante cañería de retorno por gravedad en caño de PVC $\varnothing 110$ mm a la Cámara de Inspección más cercana. Éste contará con los respectivos accesorios y manifold, y se extenderá a lo largo de 25,00 m.

Casilla de Operador, dimensiones: 11,60 x 5,10 m. Se ejecutará según lo dispuesto en planos y especificaciones.

Ejecución de la insonorización de la Sala de Sopladores.

El sector de implantación de las obras que componen el Plan de Mejoras, y detalles de todos sus componentes se ilustran a continuación²⁷.

²⁷ Fuente de las imágenes: Planos de Proyecto del Plan de Mejoras.

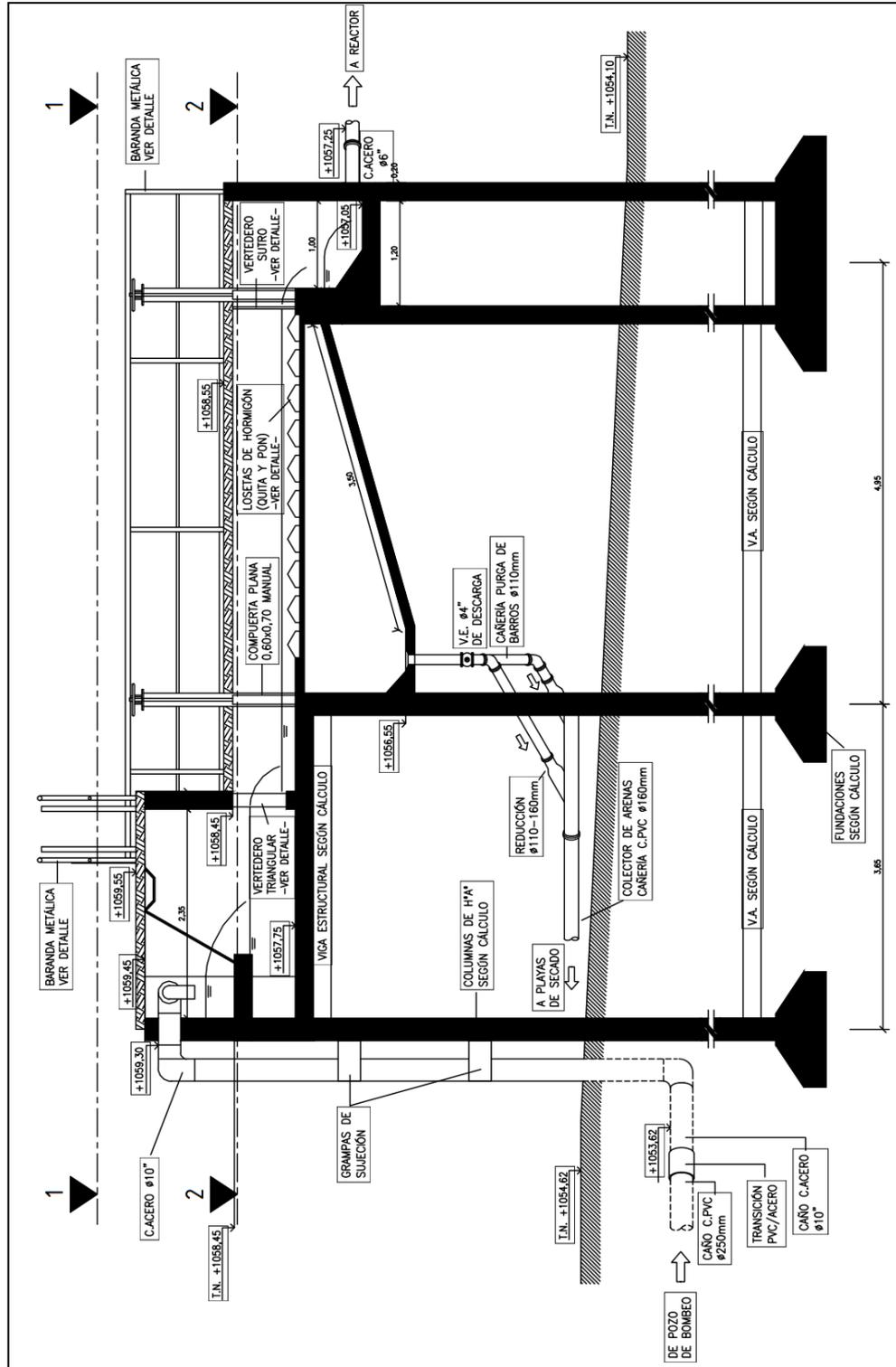


Figura 37 - DESARENADOR – CORTE A-A

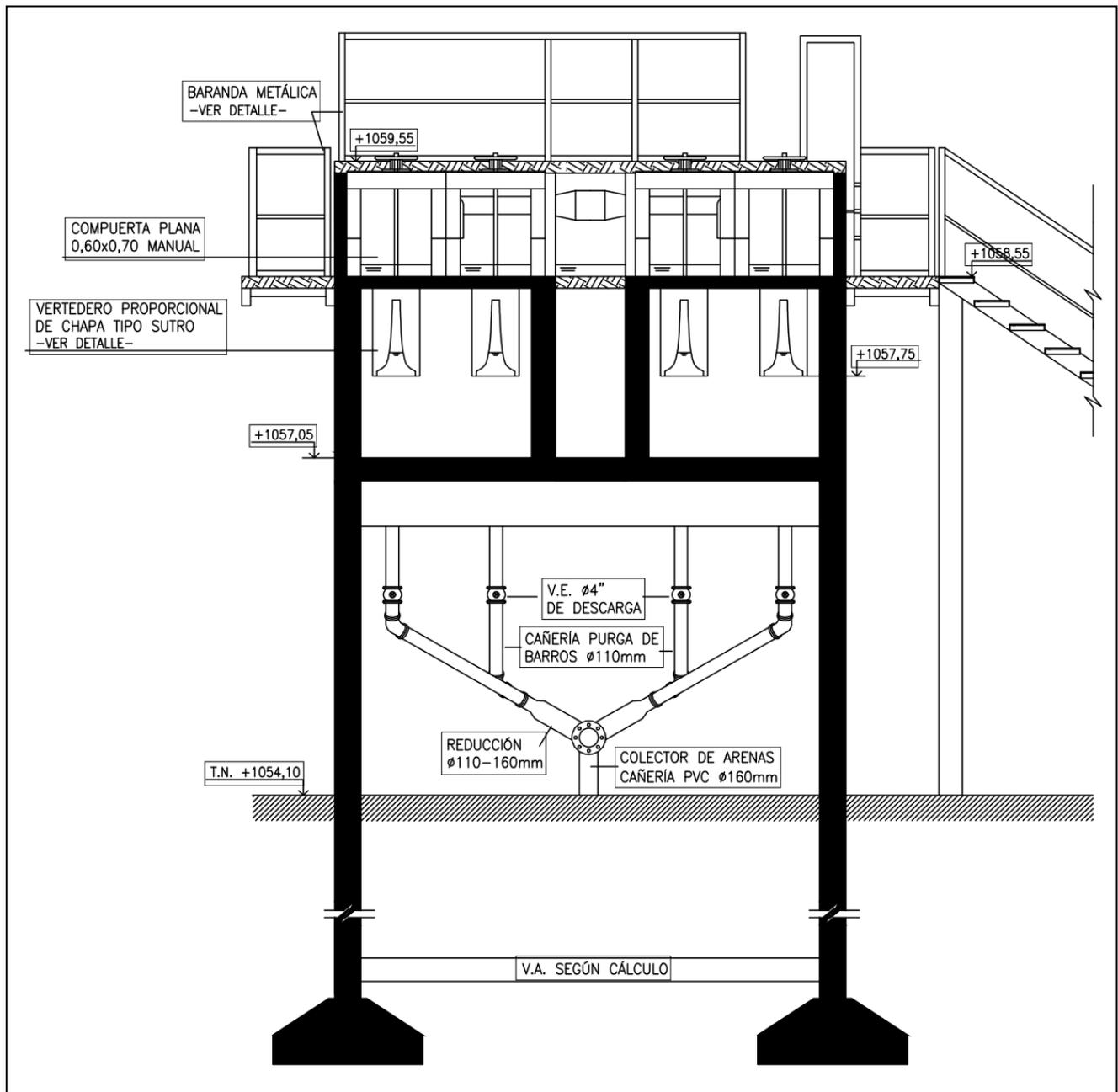


Figura 38 - DESARENADOR – CORTE B- B

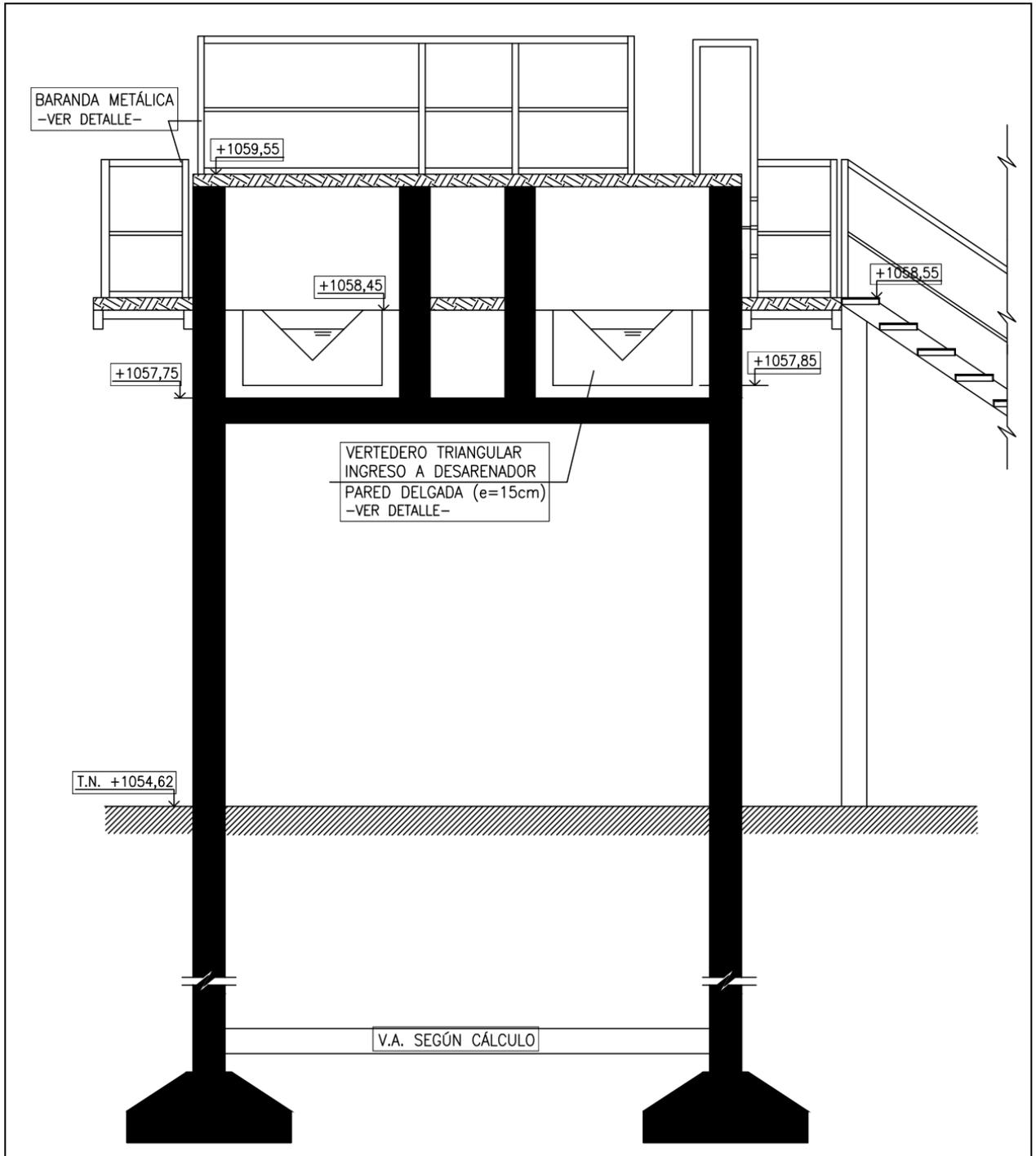


Figura 39 - DESARENADOR – CORTE C-C

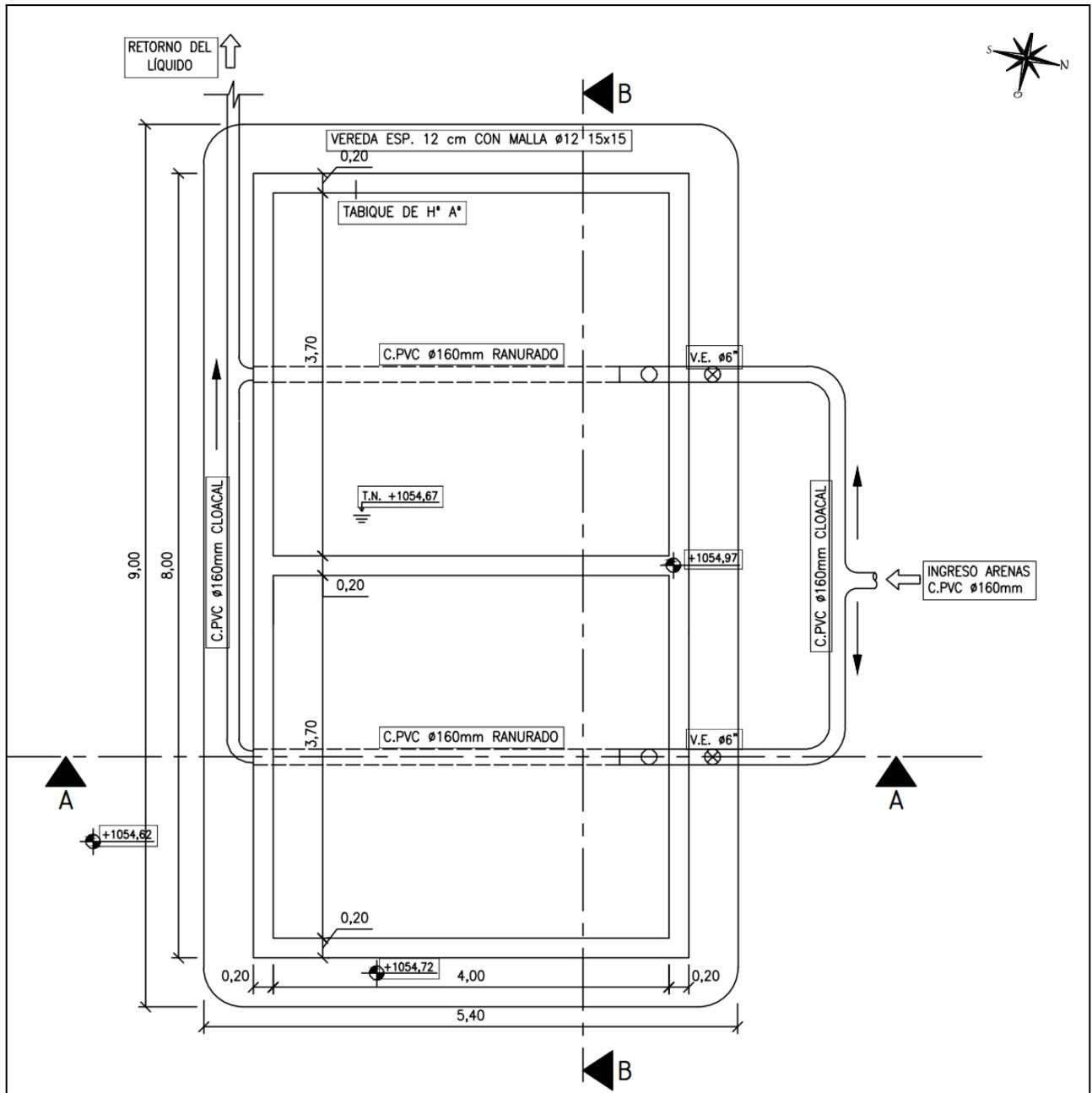


Figura 40 - PLAYA SECADO DE ARENAS – PLANTA

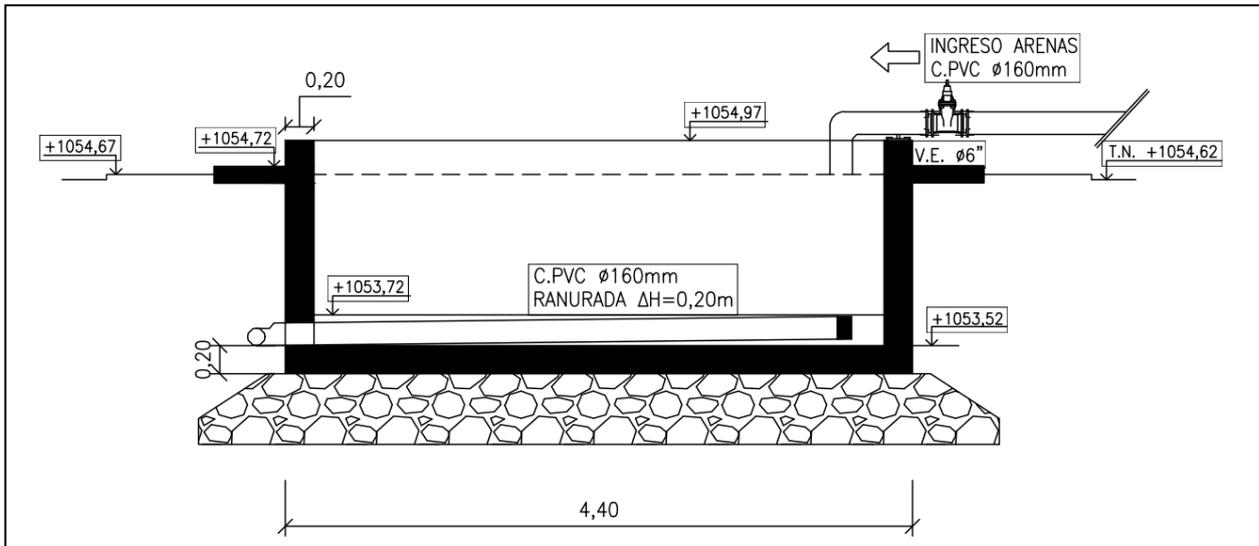


Figura 41 - PLAYA SECADO DE ARENAS – CORTE A-A

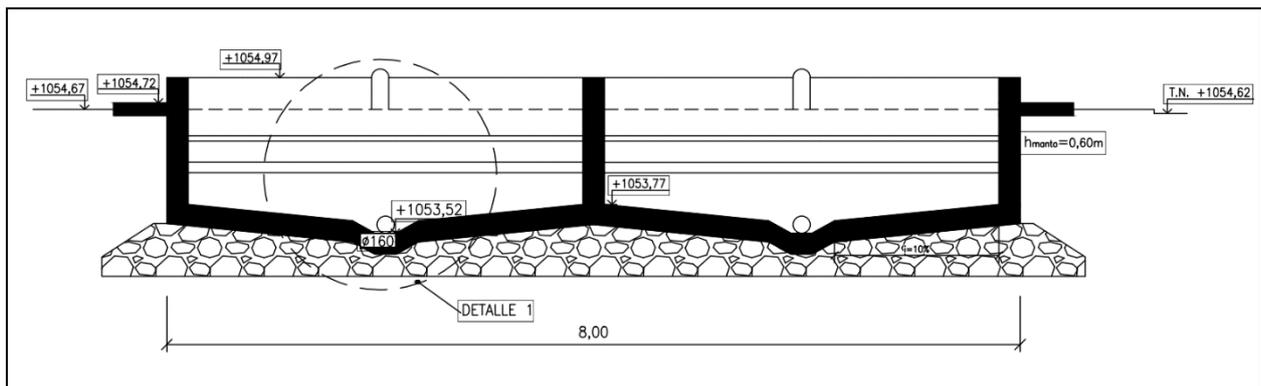


Figura 42 - PLAYA SECADO DE ARENAS – CORTE B-B

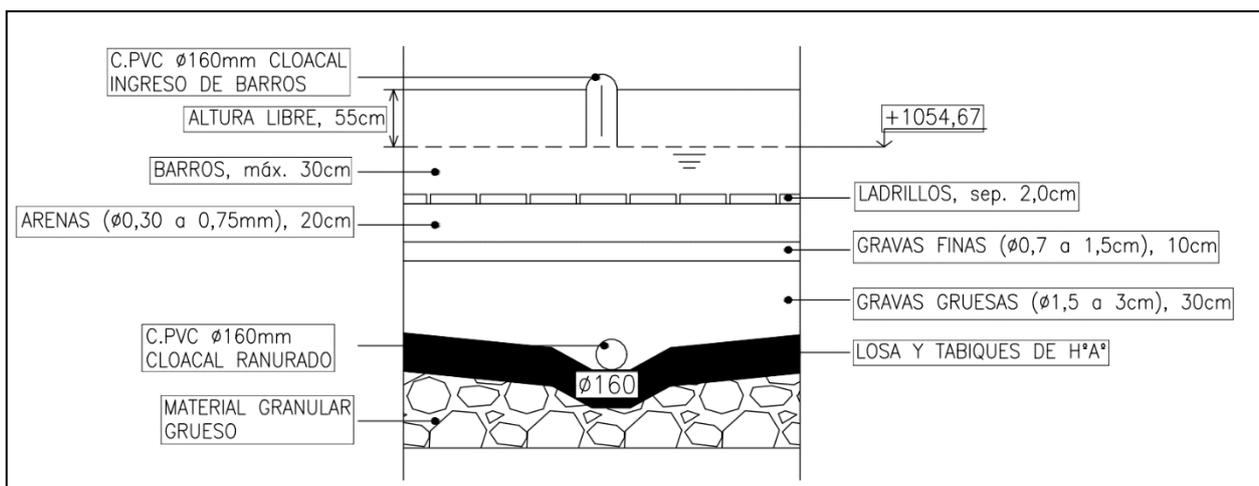


Figura 43 - PLAYA SECADO DE ARENAS – DETALLE MANTO FILTRANTE

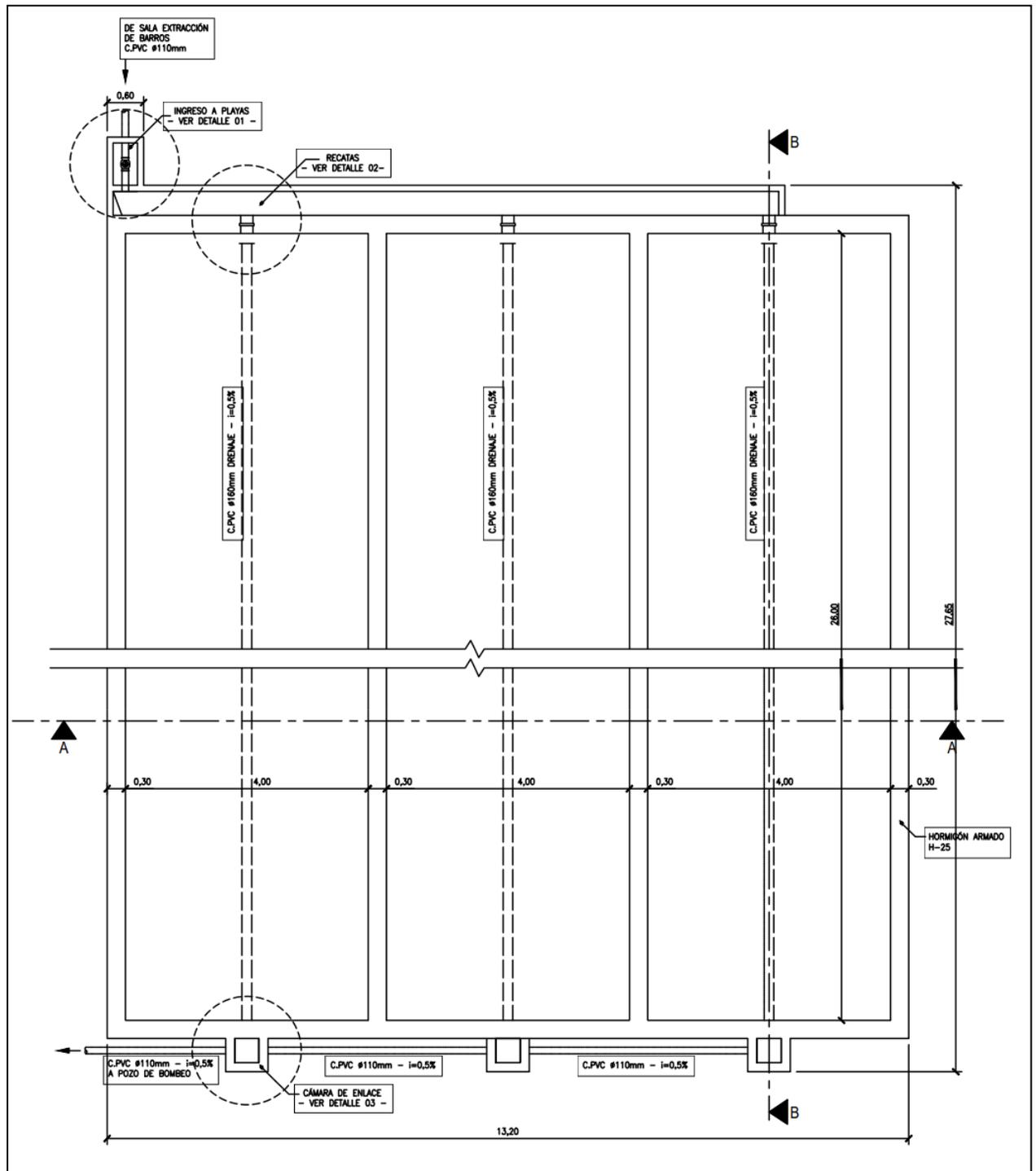


Figura 44 - PLAYA SECADO DE BARROS – PLANTA

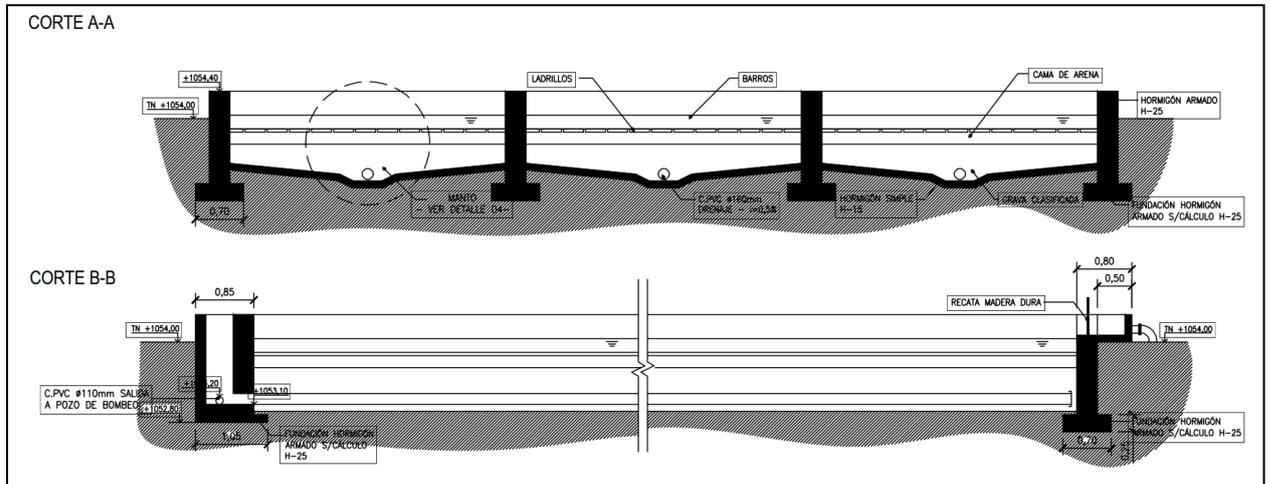


Figura 45 - PLAYA SECADO DE BARROS – CORTES A-A Y B-B

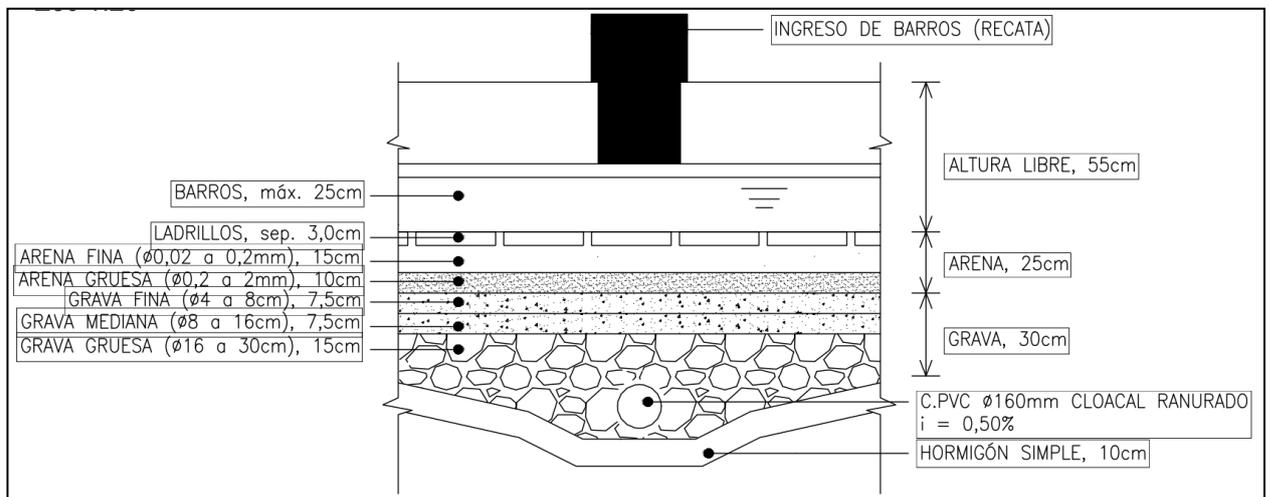


Figura 46 - PLAYA SECADO DE BARROS – DETALLE MANTO FILTRANTE

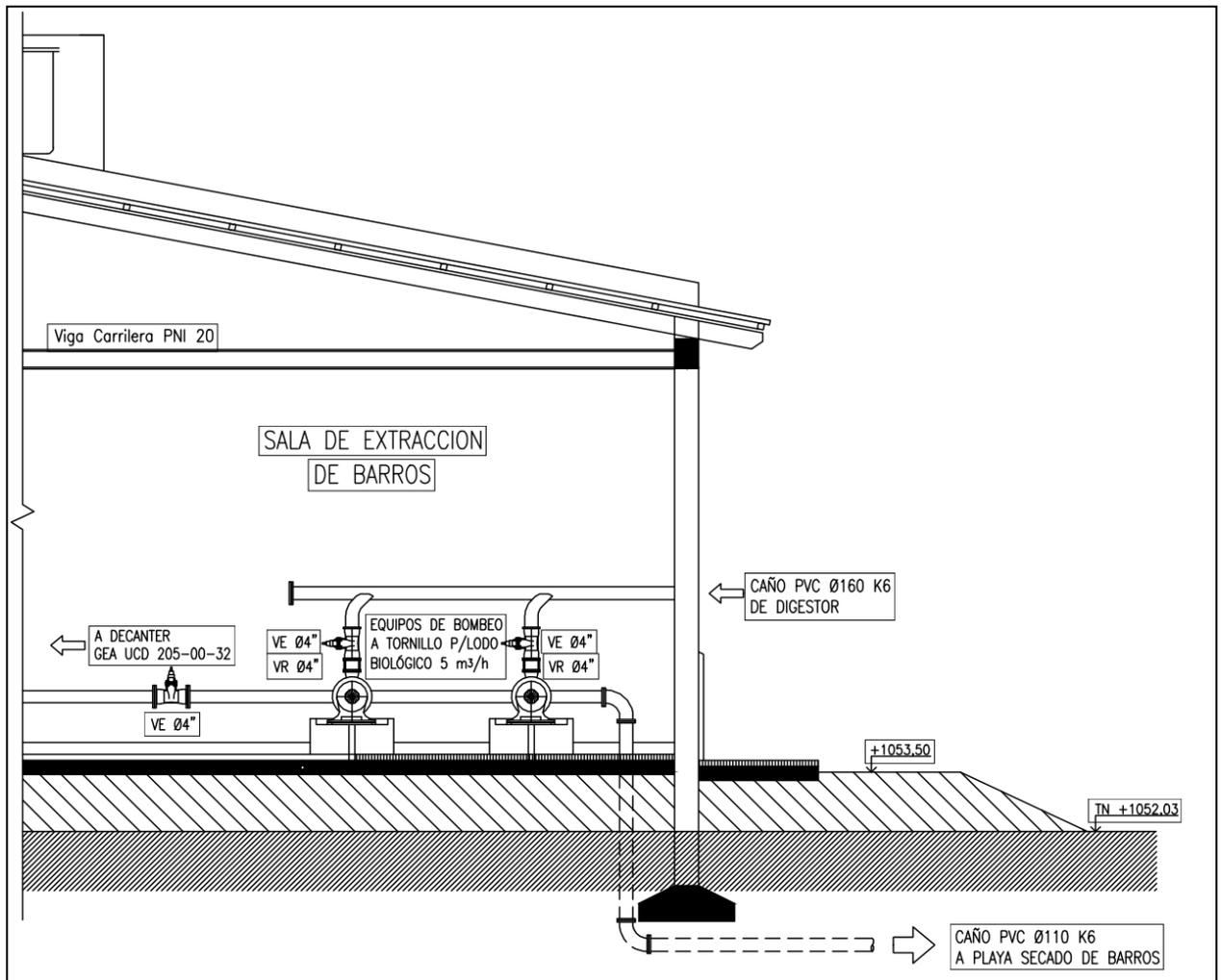


Figura 47 - PLAYA SECADO DE BARROS – DETALLE CONDUCCIÓN A PLAYA DE SECADO