



UNIVERSIDAD
DE LA REPÚBLICA
URUGUAY

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA
FACULTAD DE INGENIERÍA



PROYECTO DE GRADO
INGENIERÍA CIVIL HIDRÁULICO-AMBIENTAL

Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para la Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas

ANTECEDENTES Y ESTUDIOS BÁSICOS

Autores:

Claudio Heimann

Juan Paladino

Fabián Rodríguez

Tutores:

Ing. Danilo Ríos

Ing. Julieta López

14 de febrero de 2020

Agradecimientos

Durante el desarrollo del presente documento, nos hemos encontrado con desafíos, que de no ser por los muchos aportes y colaboraciones recibidas, hubiesen sido muy difíciles de superar.

A continuación, agradecemos a aquellos que han ayudado y aportado para el desarrollo del presente proyecto.

En primer lugar a nuestros tutores, el M.Sc. Ing. Danilo Ríos y la M.Sc. Ing. Julieta López, por su constante disposición para guiarnos y apoyarnos en el proceso del proyecto.

Al Ing. Luis Reolón, Director de la División de Evaluación de la Calidad Ambiental de DINAMA - MVOTMA; por concedernos el acceso a información institucional aún no publicada, y guiarnos en la temática de aportes de nutrientes en la cuenca del Santa Lucía.

Al Sr. Raúl Estramil, Alcalde de Santa Lucía; por presentarnos la situación de dicha ciudad, permitiéndonos obtener perspectiva “en campo”.

Al Sr. Marcelo Díaz, Encargado de planta Santa Lucía OSE; por mostrarnos la situación de la PTAR actual y darnos recomendaciones para la nueva.

Al Ing. Gustavo Luciano, Jefe Técnico Departamental de OSE Canelones Oeste; por presentarnos información del funcionamiento de la PTAR actual y guiarnos en el estudio de la misma.

Al Ing. Javier Huertas, Jefe de Equipo de División Tratamiento de Aguas Residuales en la Gerencia de Saneamiento OSE; por darnos lineamientos para la comprensión y diseño de sistemas de lodos activados en Uruguay.

Al Ing. Leonardo Martínez de parte de MEVIR; por facilitarnos acceso a información de funcionamiento de núcleos MEVIR, relevantes para los estudios llevados a cabo.

Al M.B.A. Ing. Pablo Guido, Director del Servicio de Estudios y Proyectos de Saneamiento (SEPS) de la Intendencia Municipal de Montevideo (IMM); por guiarnos en el tópico de infiltración en redes de saneamiento para considerar en nuestro caso.

A la Ing. Santina Caro, Gerenta de Gestión Ambiental OSE; por concedernos el acceso a información institucional.

Al Ing. Julio Molinolo, Gerente de Operaciones de SEINCO s.r.l.; por darnos lineamientos respecto a funcionamiento y diseño de sistemas MBBR.

Al Lic. Ec. Santiago Pereira; por darnos lineamientos y recomendaciones en la evaluación de costos.

Al Ing. Matías Moreno, Técnico en la Gerencia de Gestión Ambiental OSE; por realizarnos aportes y recomendaciones en los estudios de antecedentes.

Al Sr. Friedrich W. Recknagel, fundador de Recknagel y Cia. s.r.l., representantes de HUBER Technology en Uruguay; por proveernos información y recomendaciones sobre equipos de tratamiento de efluentes para utilizar en nuestro proyecto.

Y finalmente, un agradecimiento al Dr. Ing. Hallvard Ødegaard, Profesor Emérito de la Universidad Noruega de Ciencia y Tecnología (NTNU - Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet), Director de Scandinavian Environmental Technology AS (SET AS) y Miembro Distinguido de la Asociación Internacional del Agua (IWA - International Water Association); por brindarnos material sobre sistemas MBBR y evacuarnos dudas sobre su diseño.

Índice general

Agradecimientos	III
1. Introducción	1
1.1. Justificación del proyecto	2
1.2. Alcance	3
1.3. Marco Normativo	4
2. Antecedentes	9
2.1. Evolución del saneamiento en la región	9
2.2. Cobertura actual del sistema	15
2.3. Planta de tratamiento actual	17
2.3.1. Datos operativos	19
2.4. Situación en la cuenca	20
2.4.1. Cuantificación de los aportes de nutrientes a la cuenca	22
2.4.1.1. Cargas industriales	23
2.4.1.2. Cargas de tambos	23
2.4.1.3. Cargas difusas	25
2.4.1.4. Cargas domésticas	25
3. Estudios básicos	31
3.1. Proyección de población	31
3.1.1. Proyección aritmética	32
3.1.2. Proyección geométrica	32
3.1.3. Método logístico	33
3.1.4. Tasa de población decreciente	35
3.1.5. Datos recabados en campo	36
3.1.6. Población proyectada	37
3.2. Caudales de diseño	39
3.2.1. Consumo de agua y dotación	39
3.2.2. Cobertura	42
3.2.3. Coeficiente de retorno	45
3.2.4. Coeficientes de pico	45
3.2.4.1. Coeficiente de pico diario K_1	45
3.2.4.2. Coeficiente de pico horario K_2	47
3.2.5. Caudal doméstico	47
3.2.5.1. Aporte por red de saneamiento	48
3.2.5.2. Aporte por barométricas	48

3.2.6.	Caudal de infiltración	50
3.2.7.	Intrusión pluvial	53
3.2.8.	Aportes de industrias	56
3.2.9.	Caudales proyectados	57
3.3.	Caracterización del agua residual	58
4.	Comparación de alternativas	63
4.1.	Criterios económicos	64
4.2.	Criterios técnicos	66
4.3.	Criterios ambientales	66
4.3.1.	Fase de proyecto de ingeniería	67
4.3.2.	Fase de construcción	67
4.3.3.	Fase de operación	68
4.3.4.	Fase de abandono	69
4.4.	Evaluación final	69
	Bibliografía	69
	Apendices	
A.	Prediseño de sistema MBBR	77
A.0.1.	Configuración adoptada	77
A.0.2.	Pretratamiento	81
A.0.2.1.	Sistema de rejillas	81
A.0.2.2.	Desarenado	82
A.0.2.3.	Tamiz rotativo	83
A.0.3.	Tratamiento biológico	85
A.0.3.1.	Remoción de DBO	86
A.0.3.2.	Nitrificación	86
A.0.3.3.	Reactores de nitrificación	87
A.0.3.4.	Desnitrificación	89
A.0.3.5.	Geometría de los reactores	90
A.0.4.	Sistema de aireación	91
A.0.4.1.	Requisito de oxígeno	91
A.0.4.2.	Caudal de aire	91
A.0.5.	Producción de lodos	92
A.0.6.	Sedimentación	93
A.0.7.	Tratamiento de lodos	94
A.0.7.1.	Espesador de lodos	94
A.0.7.2.	Digestor anaerobio	94
B.	Lodos activados con remoción de nutrientes	97
B.0.1.	Pretratamiento	99
B.0.2.	Reactor aireado	99
B.0.3.	Sistema de aireación	100
B.0.4.	Caudal de recirculación de lodos	102
B.0.5.	Reactor anóxico	102

B.0.6. Sedimentador secundario	103
C. Flujo de camiones de barométricas en PTAR actual	105
D. Monitoreo de afluyente a la PTAR de Canelones	107

Acrónimos

DINAGUA Dirección Nacional de Aguas. 44

DINOT Dirección Nacional de Ordenamiento Territorial. 33

FCU Ferrocarril Central del Uruguay. 37

INE Instituto Nacional de Estadística. 31

SIT Sistema de Información Territorial. 33

SNAACC Secretaria Nacional de Agua, Ambiente y Cambio Climatico. 44, 49

Capítulo 1

Introducción

Este documento pertenece a los estudios realizados en el marco del proyecto de grado de la carrera Ingeniería Civil perfil Hidráulica Ambiental, Plan 97 de Facultad de Ingeniería de la Universidad de la República.

El proyecto en cuestión es el diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales mediante la utilización de la tecnología Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR), para dar solución integral al tratamiento de las aguas residuales generadas por el sistema conformado por la ciudad de Santa Lucía y localidades aledañas, con horizonte de proyecto al año 2050. Se entiende por solución integral a aquella en que el tratamiento y la disposición final son sanitaria y ambientalmente adecuadas durante toda una vida útil de proyecto.

En el presente Capítulo 1 se procede a realizar una introducción, abordando el alcance de proyecto. Se justifica la necesidad de su realización, delimitando la zona de estudio y presentando el marco normativo regulador en la materia.

En base a la información disponible, en el Capítulo 2 se realiza un diagnóstico de la situación actual del sistema de saneamiento, describiendo las características principales del sistema existente e identificando sus problemas operativos. Adicionalmente, dado que el área de estudio se encuentra dentro de la cuenca del río Santa Lucía, se realiza una identificación y cuantificación de los aportes de nutrientes (Nitrógeno y Fósforo) de origen domésticos dentro de la zona A de la cuenca. El objetivo de este análisis es compararlos con el resto de los aportes y determinar su incidencia frente al resto de las fuentes.

En el Capítulo 3 se presenta la información y estudios básicos realizados para el diseño, determinándose:

- I. Horizonte del proyecto
- II. Proyección de población
- III. Consumo de agua y dotación
- IV. Caudales de diseño
- V. Caracterización del agua residual a tratar

En el Capítulo 4 se realiza una comparación de la tecnología elegida con un sistema de lodos activados en modalidad de aireación extendida, con tratamiento

terciario mediante la remoción biológica y fisicoquímica de nutrientes, muy utilizada en los sistemas de OSE. Esto se realiza con el fin de comparar ambas tecnologías desde el punto de vista técnico, económico y ambiental identificando las ventajas y desventajas de cada una para iguales exigencias de parámetros de vertido. Los prediseños antes mencionados se muestran en Anexos X: Prediseño de alternativas de tratamiento.

1.1. Justificación del proyecto

La ciudad de Santa Lucía cuenta con planta de tratamiento desde el año 1950, las aguas provenientes de la red de Santa Lucía y de Colonia Etchepare (actual centro CEREMOS) eran tratadas mediante una laguna de estabilización. Los efluentes eran conducidos y vertidos directamente sobre el monte ribereño en la planicie de inundación sobre la margen derecha del río Santa Lucía. A partir de entonces, debido a la expansión de la cobertura en la ciudad de Santa Lucía desde el año 2000 y hasta la actualidad, la planta está constituida por un sistema de lodos activados convencional. La misma trata las aguas residuales provenientes de las redes de Santa Lucía (departamento de Canelones), 25 de Agosto (departamento de Florida) y Centro CEREMOS (Ex Colonia Etchepare y Santín Rossi), así como los pozos negros saneados por barométrica de las localidades de Capurro (departamento de San José), Ituzaingó (departamento de San José) y 18 de Julio (Ex Pueblo Nuevo, departamento de San José). El vertido de los efluentes se realiza mediante un canal abierto de hormigón hacia el monte ribereño de la planicie de inundación sobre la margen derecha del río Santa Lucía. Los lodos generados en el proceso son secados en lechos de secado y dispuestos en el terreno de la planta.

Se presentan varios problemas operativos, por un lado se trata de un tratamiento sin desinfección, por lo que no cumple el estándar de vertido en lo que refiere a Coliformes Fecales, por otra parte, tampoco se tiene remoción de nutrientes. Respecto a lo último, en el año 2013 se crea la Comisión de la cuenca del Santa Lucía, comisión responsable de la elaboración y ejecución de Plan de Recursos Hídricos para la cuenca. Dicho plan establece once medidas destinadas a la protección de la calidad del agua en la cuenca, de las que una de ellas intima a OSE a mejorar el cumplimiento de los estándares de vertido a curso en toda la cuenca y en particular a reducir los aportes de nutrientes (Nitrógeno y Fósforo).

En consecuencia, en el año 2014 OSE decide incorporar remoción fisicoquímica de fósforo al tratamiento mediante dosificación de cloruro férrico.

Otro problema aún más crítico es que el predio de la planta se encuentra en zona inundable, teniendo como consecuencia que los lodos acumulados en los lechos de secado son arrastrados hacia el río durante las frecuentes crecidas del mismo.

Dados los problemas mencionados, OSE decide realizar un nuevo proyecto de planta de tratamiento, ubicándola en un predio muy próximo al actual, pero fuera de la planicie de inundación e incorporando tratamiento terciario y desinfección.

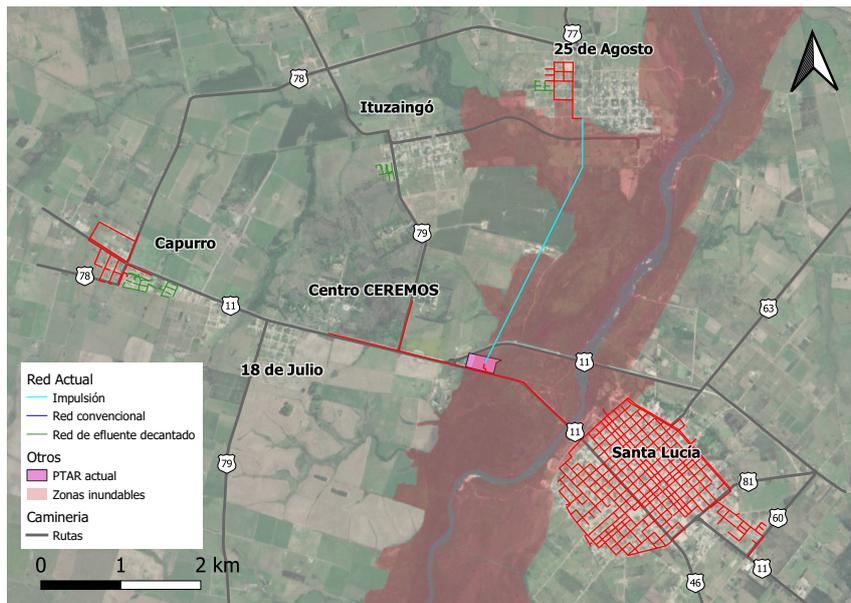
1.2. Alcance

El alcance de este trabajo es lograr un anteproyecto de una Planta de Tratamiento de aguas residuales para la Ciudad de Santa Lucía y localidades aledaña.

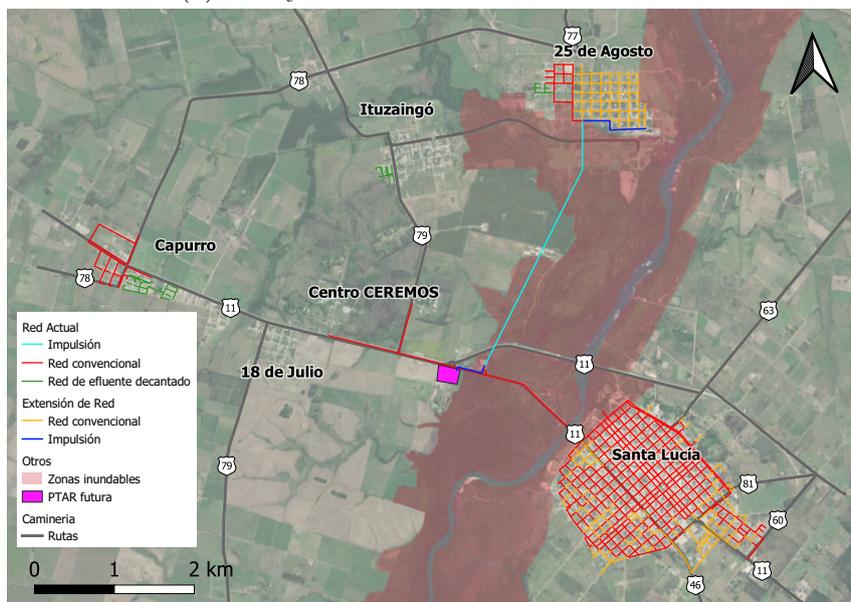
Para ello, se considera un sistema unificado compuesto por la ciudad de Santa Lucía, las localidades de 25 de Agosto, Capurro, Ituzaingó, 18 de Julio y el Centro CEREMOS.

Se prevé dar una solución integral al tratamiento y disposición final de los efluentes hacia el río Santa Lucia. Para ello se asumen niveles de cobertura por red saneamiento de acuerdo a los criterios utilizados por OSE. Además de esto se prevé la utilización de fosas sépticas impermeables así como pozos filtrantes de acuerdo a los criterios que se encuentran en elaboración por parte de la Secretaría Nacional de Agua, Ambiente y Cambio Climático (SNAACC).

Por otra parte, OSE ya dispone de un predio por lo que el análisis de localización de la planta tampoco forma parte del presente estudio. El predio en cuestión se encuentra sobre el lado sur de la ruta 11 vieja, próximo a la proa conformada por la misma y el tramo de la nueva ruta 11, como se observa en la Figura 1.1.



(a) Red y ubicación de la PTAR actual.



(b) Red y ubicación de la PTAR futura.

Figura 1.1: Sistemas actual y futuro.

1.3. Marco Normativo

En esta sección se presenta la normativa aplicable al proyecto y su incidencia sobre él.

Decreto 349/2005 y modificativo

Reglamenta el sistema de Evaluación de Impacto Ambiental y determina la tipología de emprendimientos que deben tramitar Autorización Ambiental Previa

(AAP).

Ley 14.859/1978 y modificaciones posteriores

Su artículo 144 establece: “Queda prohibido introducir en las aguas o colocar en lugares desde los cuales puedan derivar hacia ellas, sustancias, materiales o energía susceptibles de poner en peligro la salud humana o animal, deteriorar el medio ambiente natural o provocar daños.” El Código de Aguas se ocupa expresamente de las servidumbres vinculadas al tema agua. El artículo 115 y siguientes establecen las condicionantes para el establecimiento de servidumbres administrativas.

El proyecto implica el tratamiento y posterior vertido de las aguas residuales de la ciudad de Santa Lucía y aledaños, con el río Santa Lucía como cuerpo receptor final, previéndose la construcción de un nuevo emisario, debiéndose considerar la servidumbre correspondiente.

Decreto 253/79 y sus modificativos posteriores

Surge como decreto reglamentario del Código de Aguas. Fija estándares de vertido de efluentes según tipo de desagüe: a colector o alcantarillado público, directos a cursos de agua, que se disponen por infiltración al terreno. Clasifica los cuerpos de agua en clases según su uso y fija estándares de calidad de agua para cada una.

El efluente debe cumplir con los estándares de vertido de la Tabla 1.2, y la calidad de las aguas del río no debe alterarse según su clasificación.

Tabla 1.1: Estándares de calidad de agua para curso clase 3-Decreto 253/79 y modificativos.

Parámetro	Estándar
Olor	No perceptible
Materiales flotantes y espumas no naturales	Ausentes
Color no natural	Ausente
Turbiedad	Max. 50 UNT
pH	Entre 6,5 y 8,5
Oxígeno Disuelto	Min. 5 mg/L
DBO5	Máx. 10 mg/L
Aceites y Grasas	Virtualmente ausentes
Detergentes	Máx. 1 mg/L en LAS
Sustancias fenólicas	Máx.0,2 mg/L
Amoníaco libre	Máx. 0,02 mg/L
Nitratos	Máx. 10 mg/L en N
Fósforo total	Máx. 0,025 mg/L en P
Coliformes fecales	No se deberá exceder el límite de 2000 CF/100 mL en ninguna de al menos 5 muestras, debiendo la media geométrica de las mismas estar por debajo de 1000 CF/100 mL
Cianuro	Máx. 0,005 mg/L
Arsénico	Máx. 0,005 mg/L
Cadmio	Máx. 0,001 mg/L
Cobre	Máx. 0,2 mg/L
Cromo total	Máx 0,05 mg/L
Mercurio	Máx 0,0002 mg/L
Niquel	Máx 0,02 mg/L
Plomo	Máx 0,03 mg/L
Zinc	Máx 0,03 mg/L

1. Introducción

Tabla 1.2: Estándares de vertido a curso de agua-Decreto 253/79 y modificativos.

Parámetro	Estándar
Material flotante	Ausente
Temperatura	Máx 30°C, pero no podrá elevar la temperatura del cuerpo receptor más de 2°C.
pH	Entre 6,0 y 9,0
DBO5	Máx. 60 mg/L
Sólidos suspendidos totales	Máx 150 mg/L
Aceites y grasas	Máx 50 mg/L
Sulfuros	Máx 1 mg/L
Detergentes	Máx 4 mg/L en LAS
Sustancias fenólicas	Máx 0,5 mg/L en C6H5OH
Caudal	El caudal máximo en cualquier instante no podrá exceder 1,5 al caudal medio del período de actividad.
Amoníaco	Máx 5 mg/L en N
Fósforo total	Máx 5 mg/L en P
Coliformes Fecales	Máx 5000 CF 100 mL
Cianuro	Máx 1 mg/L
Arsenico	Máx 0,5 mg/L
Cadmio	Máx 0,05 mg/L
Cobre	Máx 1 mg/L
Cromo	Máx 1 mg/L
Mercurio	Máx 0,005 mg/L
Niquel	Máx 2 mg/L
Plomo	Máx 0,3 mg/L
Zinc	Máx 0,3 mg/L

Resolución 25/02/2005 MVOTMA s/n

Determina en forma genérica, que los cursos de agua cuya cuenca de aporte sea mayor a 10 km² y que no hayan sido clasificados a la fecha sean considerados como Clase 3, según el Decreto 253/79.

El río Santa Lucía es considerado como Clase 3 por lo que su calidad de aguas deberá cumplir lo establecido en la Tabla 1.1.

Decreto 106/013

Crea la Comisión de la Cuenca del río Santa Lucía en la órbita del Consejo Regional de Recursos Hídricos del Río de la Plata y su Frente Marítimo. Ente sus cometidos tiene el emitir opinión de oficio o a solicitud de la autoridad competente acerca de los criterios para el otorgamiento de derechos de uso de los recursos hídricos y para el cobro por su uso, así como también sobre proyectos de uso de recursos hídricos susceptibles de generar impacto en el territorio de la cuenca.

El padrón rural 6.303 donde se prevé instalar la nueva PTAR, así como los padrones rurales N° 15.584, 15.585 y 15.567, donde está la planta actual y el canal de vertido en el monte ribereño, se ubican en la cuenca del río Santa Lucía.

Resolución MVOTMA 1025/2013

Implementa la medida 2 del “Plan de Acción para la Protección de la Calidad Ambiental y la Disponibilidad de las Fuentes de Agua Potable en la Cuenca del Río Santa Lucía”. “Implementación de un Programa Sectorial de mejora del cumplimiento ambiental de vertimientos de origen doméstico en toda la cuenca hidrográfica del río Santa Lucía y exigir la reducción del nivel de Nitrógeno y Fósforo. Priorizando las ciudades de Fray Marcos, San Ramón, Santa Lucía.”

La nueva PTAR está prevista con tratamiento terciario para remoción biológica y fisicoquímica de nutrientes, dando cumplimiento a lo establecido.

Tabla 1.3: Estándar de cumplimiento establecido en RM 1025/2013.

Parámetro	Estándar
NTK	Máx. 10 mg/L en N
NO_3	Máx. 20 mg/L en N

Ley 15.939, Ley Forestal-Decreto 330/993

Regula la protección de los bosques y prohíbe la corta y cualquier operación que atente contra la supervivencia del monte indígena, con la excepción de los casos que plantea la norma. La traza del emisario de vertido de la planta proyectada cruza por zona de monte de planicie de inundación del río Santa Lucía. Lo cual se debe solicitar la autorización de tala de monte al Ministerio de Ganadería Agricultura y Pesca MGAP para la construcción del mismo.

Ley 17.234. Ley de interés general. Sistema Nacional de Áreas Protegidas.

Se declara de interés general la creación y gestión de un sistema nacional de áreas naturales protegidas, como instrumento de aplicaciones de las políticas y planes nacionales de protección ambiental.

El padrón donde se instala la nueva PTAR y por donde se construye el nuevo emisario hasta el punto de vertido dentro del monte ribereño, está incluido dentro de los límites del área protegida Humedales del Santa Lucía, así como también lo está el monte receptor del vertido.

Decreto 182/13

Establece el marco para la gestión de residuos industriales y similares. Atribuye responsabilidades a los generadores, transportistas y gestores. Categoriza los residuos e incluye contenido de los planes de gestión de residuos.

La PTAR queda comprendida dentro de las actividades del reglamento, debiéndose gestionar los residuos generados en la operación de acuerdo al Decreto.

Capítulo 2

Antecedentes

2.1. Evolución del saneamiento en la región

Las primeras redes de saneamiento del centro de la ciudad de Santa Lucía fueron construidas en la década del 20' por la Dirección de Saneamiento en la órbita del Ministerio de Obras Públicas (véase Figura 2.1). En ese entonces, una tubería de hormigón a gravedad conectaba la red de la ciudad a la tubería existente de la Colonia Etchepare (ASSE) en la margen opuesta del río. Las aguas residuales colectadas eran vertidas sin tratamiento mediante un canal abierto sobre el terreno del monte dentro de la planicie de inundación, donde eventualmente escurría hacia la cañada próxima, que finalmente afluye al río Santa Lucía a 1,5 km en dirección suroeste desde el puente de ruta 11.

Luego en la década del 50' y debido a la expansión de la red, se construyó el primer sistema de tratamiento. El mismo consistió en una laguna aireada con un volumen de 2.000 m³ y un área superficial de $A = 1.370 \text{ m}^2$, que mantuvo el punto de vertido ¹ junto a la ruta 11, al oeste del río (departamento de San José),

Posteriormente en la década de 70', en una ubicación próxima al sistema existente², se proyecta una nueva PTAR prevista para servir a la ciudad de Santa Lucía, la Colonia Etchepare y Santin Rossi y las localidades de 25 de Agosto, Capurro, Ituzaingó y 18 de Julio (ex Pubelo Nuevo) dando de baja el sistema anterior. La planta se construyó sobre un terraplén de 5 m de altura para evitar que las unidades de tratamiento fueran afectadas por las inundaciones frecuentes del río Santa Lucía.

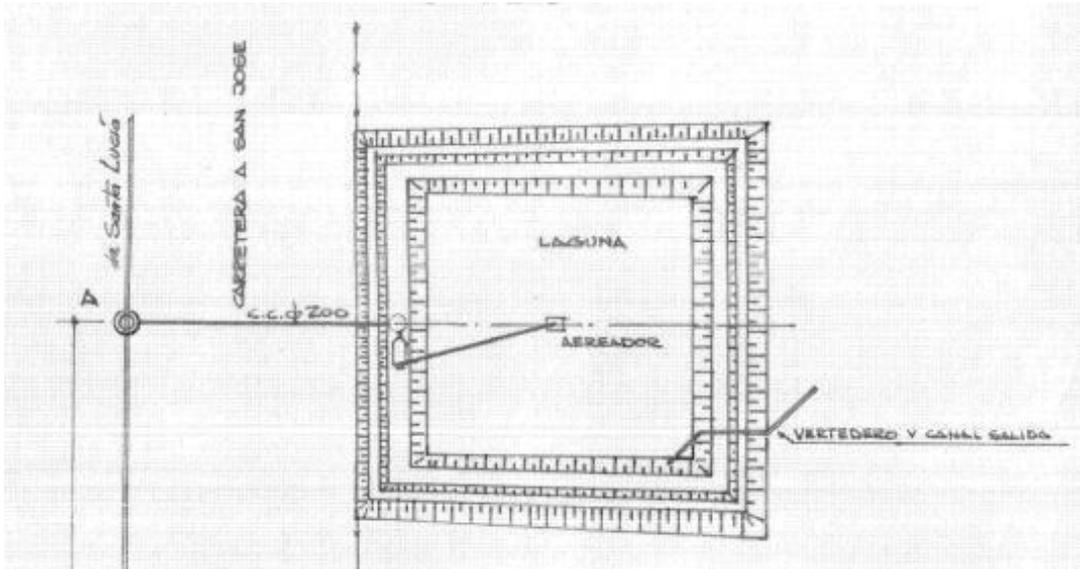
El proyecto se pensó en dos etapas, de las que sólo la primera se implementó:

1^a etapa. Instalaciones con tratamiento primario (Figura 2.4a)

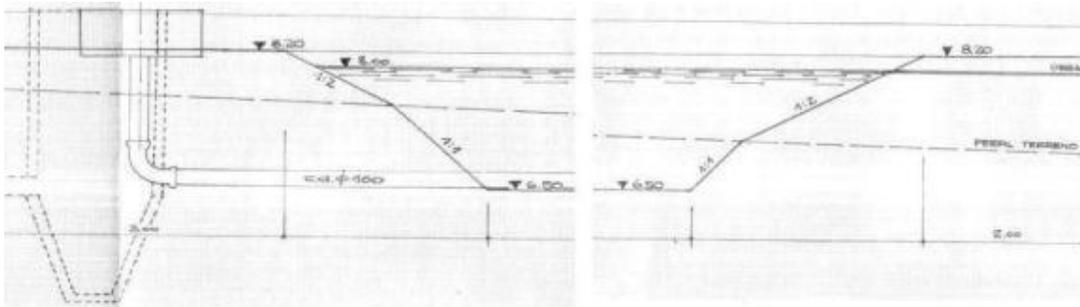
- Pre-tratamiento: desbaste con rejas, desarenador.
- Tratamiento primario: pozo de bombeo hacia tres tanques Imhoff de sedimentación.

¹Padrón rural N° 15.567 de la 2^a sección catastral del departamento de San José. Padrón propiedad de OSE desde la década del 70' (OSE, 2017b).

²Padrones rurales N° 15.584 y 15.585 de la 2^a sección catastral del departamento de San José, expropiados en el año 1977 (OSE, 2017b).



(a) Planta.



(b) Corte.

Figura 2.2: Primer sistema de tratamiento en Santa Lucía (OSE, 2017b).

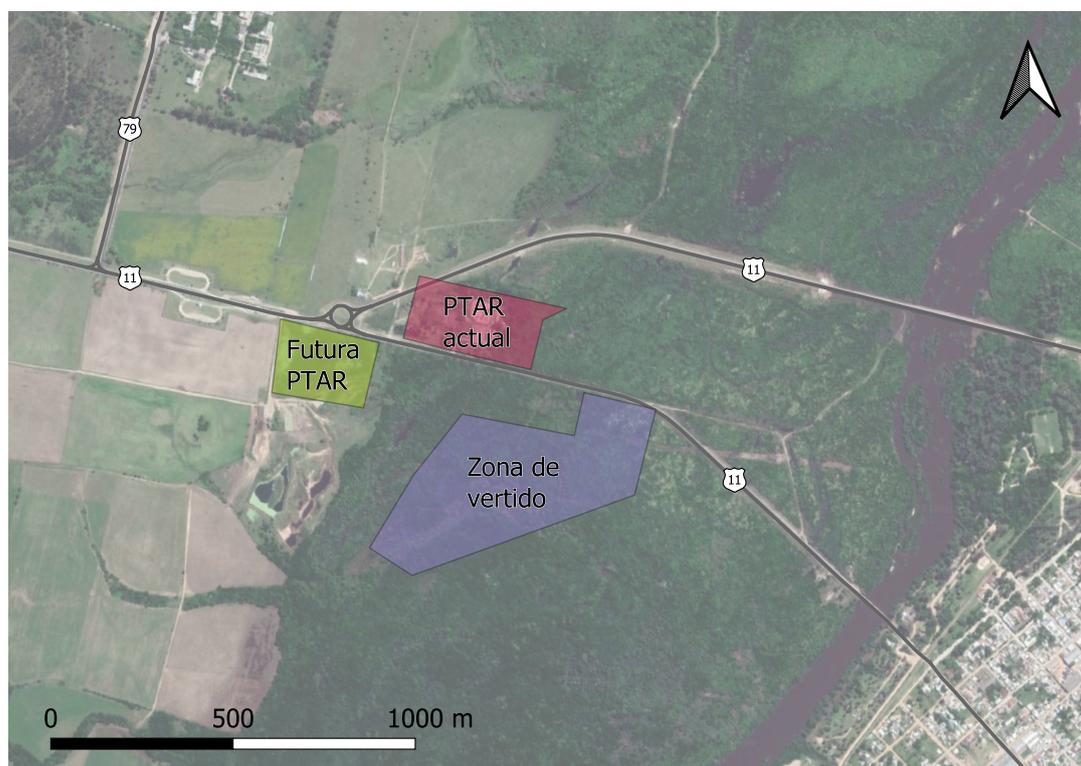
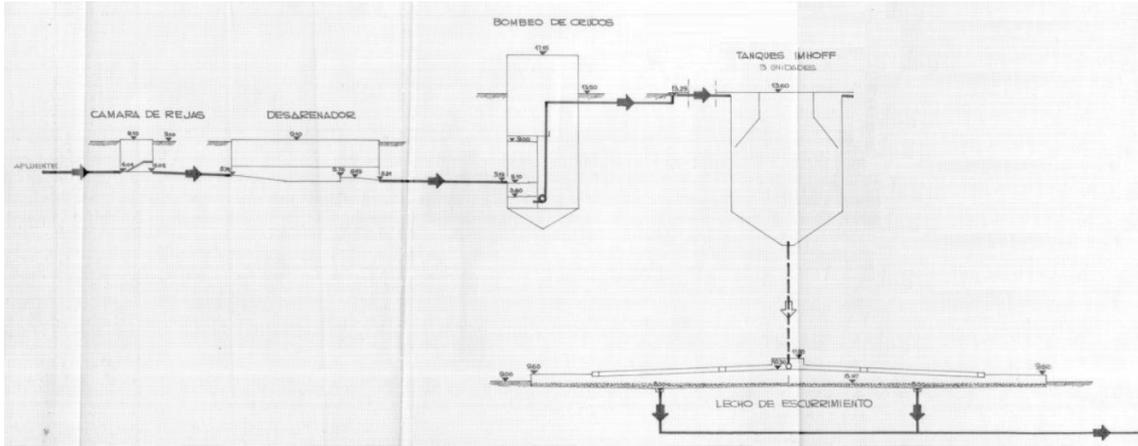
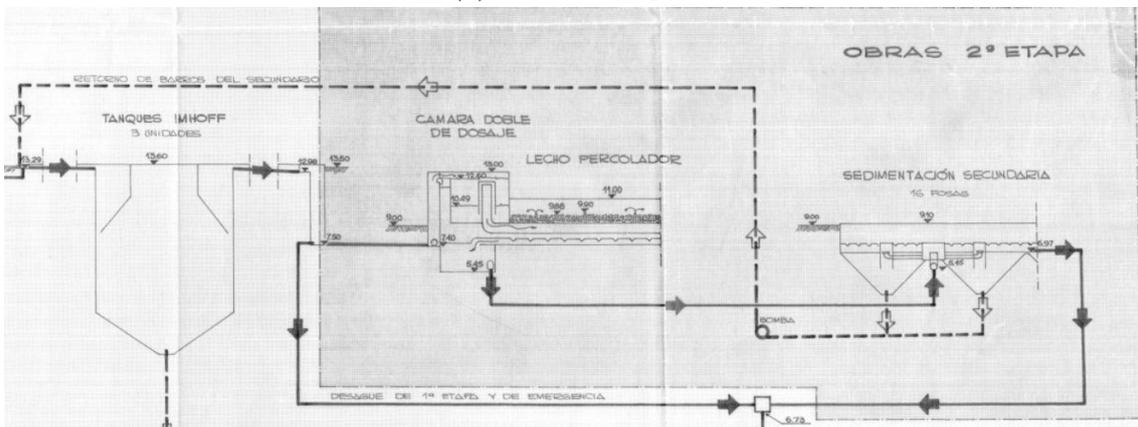


Figura 2.3: Ubicación de PTAR



(a) Primera etapa.



(b) Segunda etapa.

Figura 2.4: Proyecto original de PTAR de la década del '60 (OSE, 2017b).

2. Antecedentes

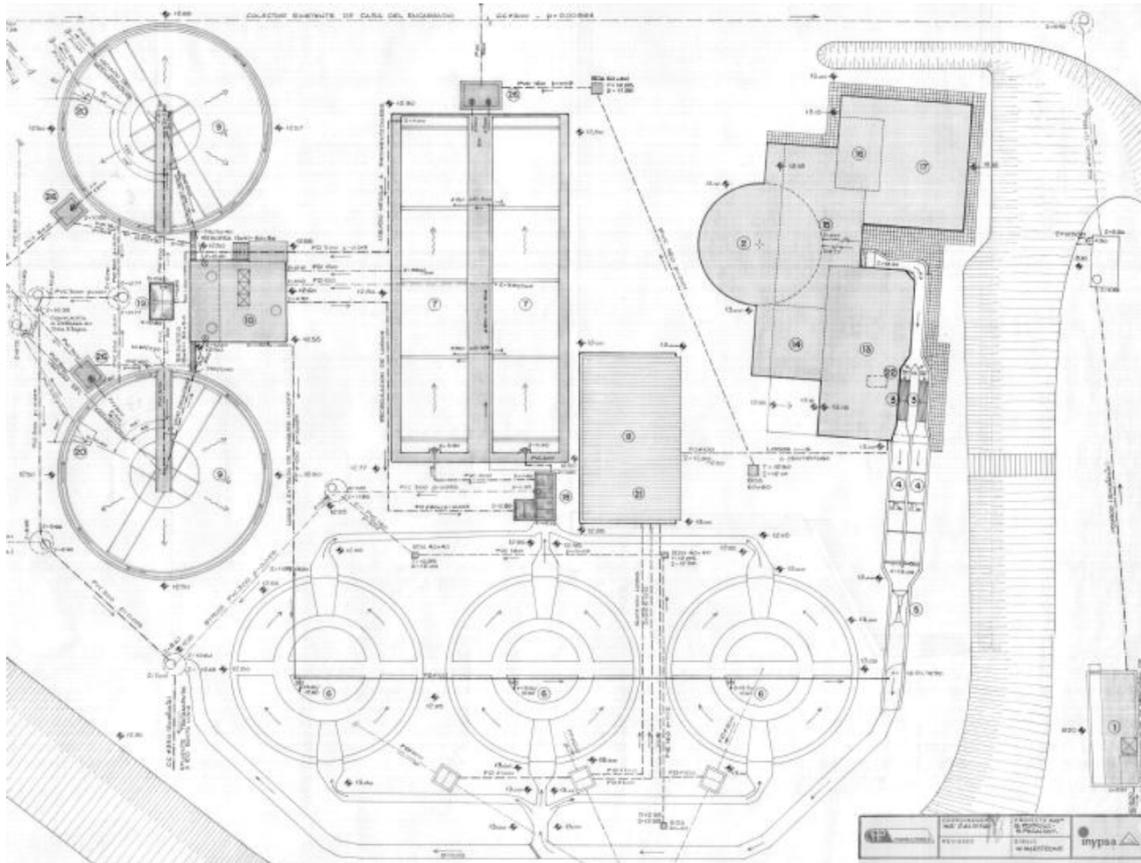


Figura 2.5: Proyecto de adecuación de PTAR de 1996 (OSE, 2017b).



Figura 2.6: PTAR en la actualidad (OSE, 2017b).

2.2. Cobertura actual del sistema

Se realiza un análisis de conexiones a las redes de saneamiento de la ciudad de Santa Lucía y localidades servidas por la PTAR operativa. Estas se comparan con las existentes a la red de distribución de agua potable. A continuación, se listan las localidades estudiadas, sus ubicaciones y poblaciones se muestran en la Figura 2.7.

- 25 de Agosto
- Ituzaingó
- Santa Lucía
- Capurro
- 18 de Julio (Ex Pueblo Nuevo)

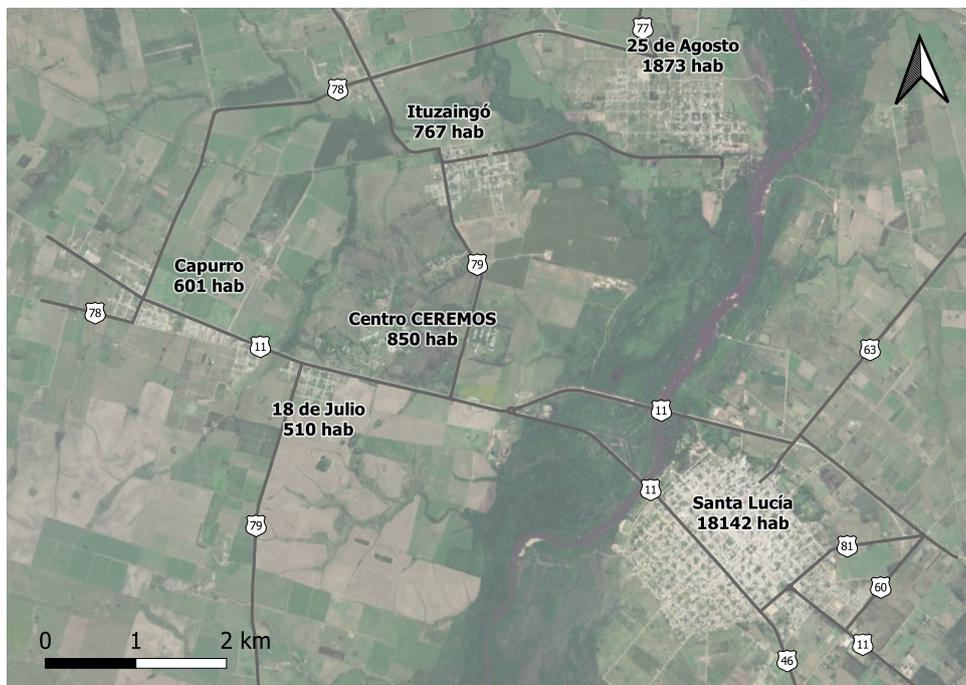


Figura 2.7: Ciudad de Santa Lucía y localidades servidas por PTAR actual y poblaciones respectivas (OSE, 2019a).

Tomando como hipótesis un 100 % de cobertura de conexiones de agua potable en las localidades, se define la cobertura de saneamiento como:

$$\%_{\text{cobertura}} = \frac{\text{Conexiones saneamiento}}{\text{Conexiones agua potable}} \times 100 \quad (2.1)$$

A partir de los datos provistos (OSE, 2019a) y aplicando la Ecuación 2.1, se obtienen los valores de cobertura mostrados en la Figura 2.8.

Se observa que la cobertura global del sistema se encuentra por debajo del 60 %. Cabe destacar que 18 de Julio no cuenta con saneamiento dinámico, mientras que

2. Antecedentes

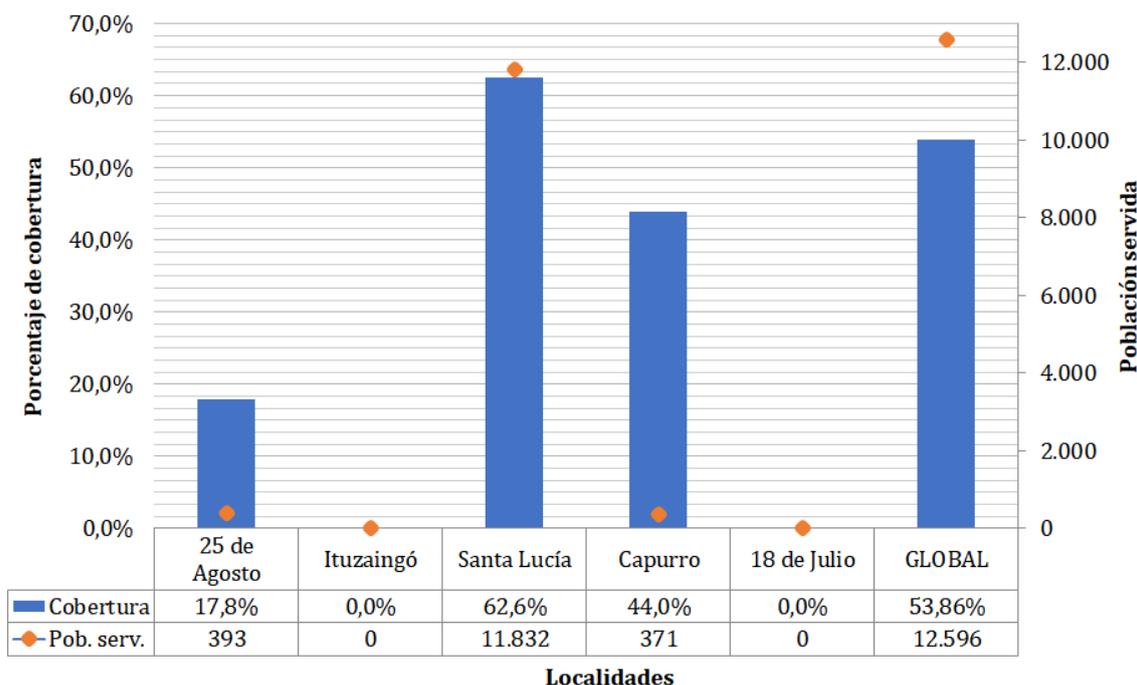


Figura 2.8: Cobertura actual (año 2018) de saneamiento dinámico en localidades servidas por la PTAR (OSE, 2019a).

en contraste Santa Lucía es la localidad con mayor cobertura, de aproximadamente 63 %. Sin embargo, en Capurro e Itzaingó existen complejos MEVIR que cuentan con saneamiento propio y no están conectados a la PTAR. Por esta razón los valores de cobertura en esas localidades considerando todos los sistemas de saneamiento existentes son diferentes a los exhibidos en la Figura 2.8. En la Figura 2.9 se presentan los valores de cobertura considerando las conexiones de los MEVIR, donde destaca Capurro, ya que la cobertura total es de casi 90 % distribuida equitativamente entre OSE y MEVIR. Por el contrario, en Itzaingó el valor global de cobertura es de 16 %, compuesto únicamente por sistemas MEVIR.

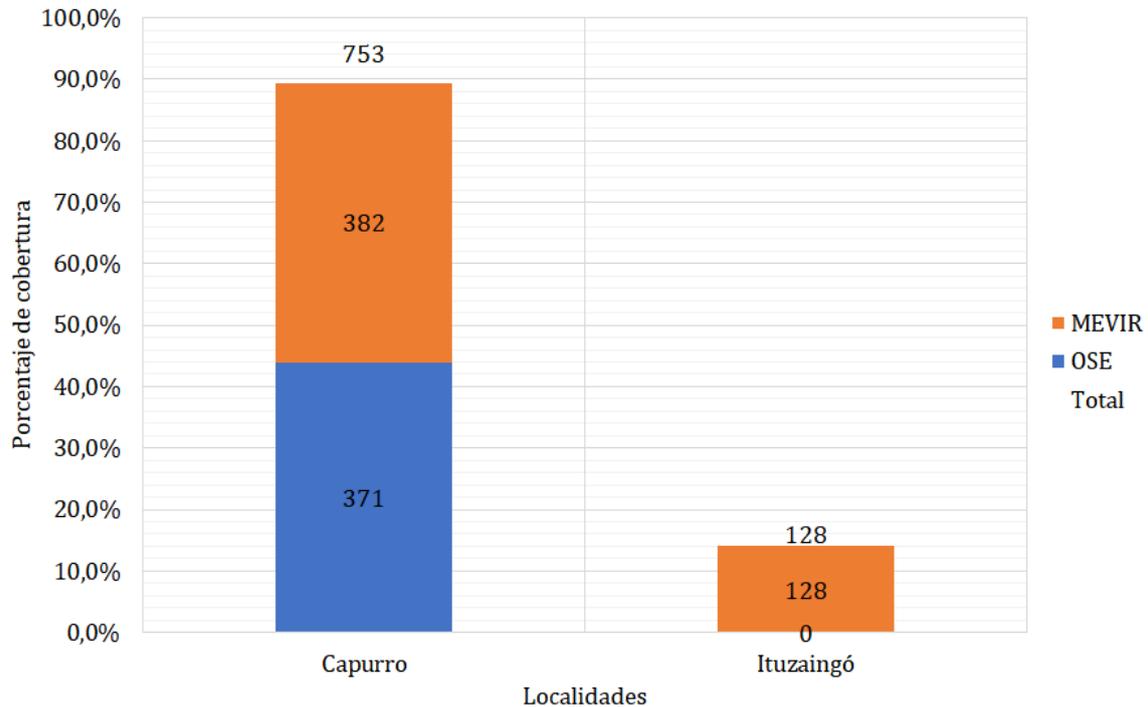


Figura 2.9: Cobertura actual total y población servida en localidades de Capurro e Ituzaingó (MEVIR, 2019; OSE, 2019a).

2.3. Planta de tratamiento actual

Como se presentó en la Sección 2.1, la PTAR consiste de un sistema de lodos activados con aireación convencional, con unidades Imhoff para sedimentación primaria y lechos de secado para la deshidratación de lodos (véase Figura 2.10). A la PTAR llegan las aguas residuales de la red de colectores de Santa Lucía, 25 de Agosto y del Centro CEREMOS. Así como la población saneada por camiones barométricas del resto de Santa Lucía y 25 de Agosto y las localidades de Ituzaingó, Capurro y 18 de Julio.

La PTAR opera con un caudal medio de 42 L/s y un caudal máximo diario de 50 L/s. Los mismos provienen de conexiones por colector de aproximadamente 12.614 habitantes (Santa Lucía y partes de 25 de Agosto) junto a la conexión de Centro CEREMOS y se estima que las barométricas cubren otros 5.000 habitantes (resto de 25 de Agosto, Ituzaingó, Capurro y 18 de Julio). Esto corresponde aproximadamente a la población total de las localidades, aunque se debe hacer notar que el efluente proveniente de las barométricas es de características muy distintas al de la red dinámica, dado que proviene de fosas sépticas filtrantes, presenta menor volumen y mayor concentración.

El agua residual de la red colectora llega a la PTAR por gravedad desde Santa Lucía, a través de una tubería de hormigón de diámetro $\phi = 600$ mm paralela a la vieja ruta 11 y a través de una tubería de impulsión en PVC de diámetro $\phi = 200$ mm de desde 25 de Agosto.

Los efluentes llegan a la PTAR a una cámara de recepción, siendo canalizados a través de dos canales de rejillas de limpieza manual y una canaleta Parshall. Antes

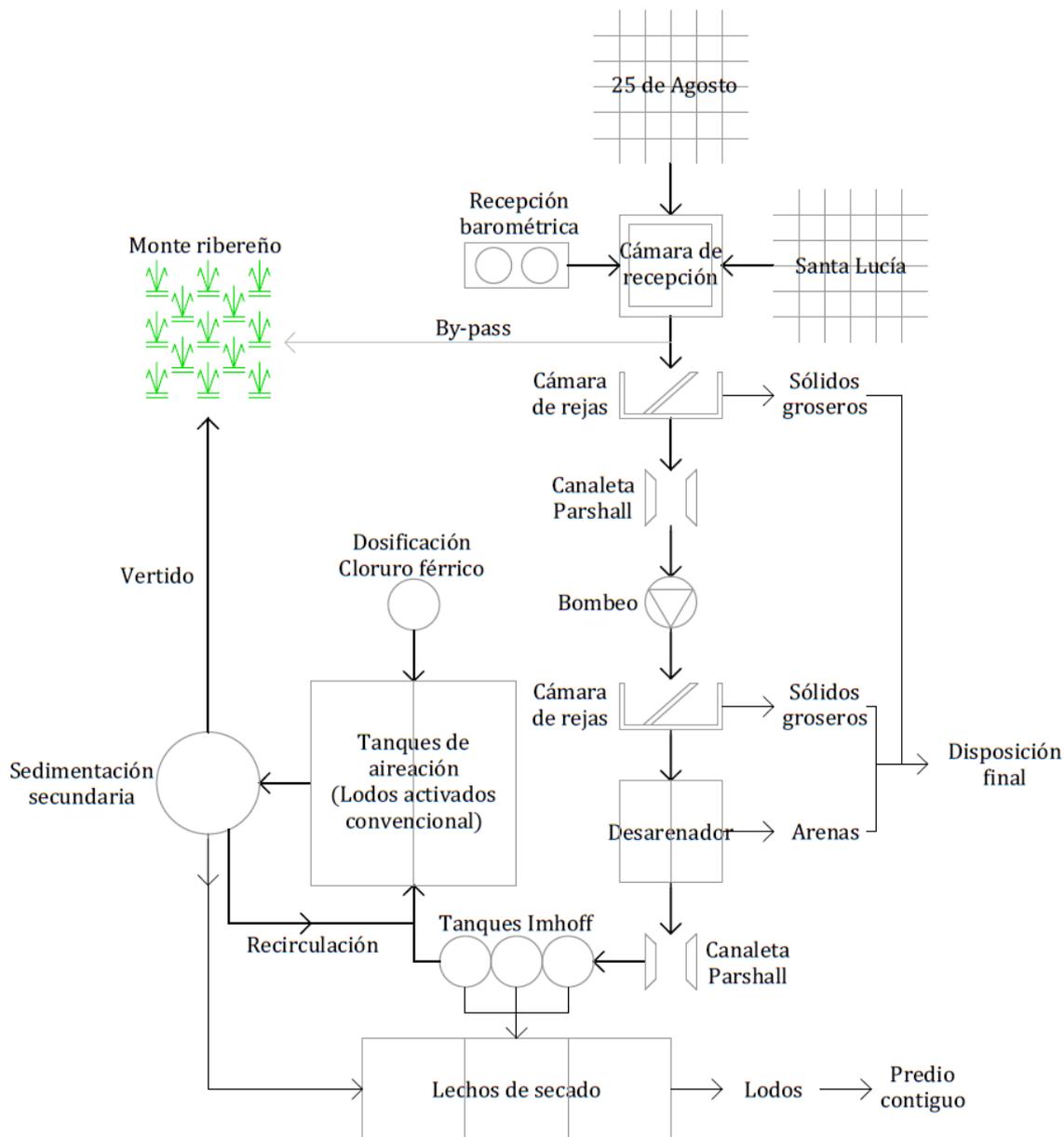


Figura 2.10: Flujograma de PTAR actual.

de las rejillas, existe un bypass por el que se alivia cuando es necesario.

Aguas abajo de la canaleta Parshall, el líquido crudo ingresa al pozo de bombeo seco, con estructura de hormigón armado y de sección circular con un diámetro interno de 6,70 m y una profundidad total de 11,0 m.

La estructura del pozo cuenta con tres niveles de trabajo, donde el primero corresponde al nivel de acceso, con cota +13,22 m donde se ubican los tableros de los equipos y la estructura de izaje para el retiro de equipos de bombeo instalados, en el siguiente nivel a cota +9,28 m (nivel medio), se ubican las tapas de acceso a las cámaras de succión y controladores de nivel, mientras que en el último nivel con cota +2,88 m, se ubican los equipos de bombeo. Las cotas antes mencionadas se encuentran referidas al cero oficial.

El equipamiento de bombeo instalado opera con dos bombas que trabajan en paralelo y una tercera bomba, de iguales características, como respaldo (configuración 2 + 1). Cada una de ellas eleva un caudal de 44,7 L/s hasta la cota +13,50 m, descargando en forma libre dentro del canal de pretratamiento. La tubería de succión, su múltiple y línea de impulsión son de FD DN200.

La cámara de succión del pozo tiene un área de base de 11,0 m², una profundidad de 6,40 m y se encuentra dividida a la mitad a través de un tabique. El ingreso del líquido crudo se realiza a través de dos tuberías en FD DN500, mientras que la salida de cada cámara se realiza a través de dos tuberías de FD DN200, que se conectan al múltiple de succión.

De forma independiente, las cámaras de succión cuentan con una conexión exterior, a través de una tubería de FD DN200, que las comunica entre ellas mediante la operación manual de válvulas de exclusiva.

El pozo cuenta con un alivio ubicado fuera del predio de la planta sobre la tubería de ingreso del agua residual que llega desde la ciudad de Santa Lucía.

El bombeo vierte a un canal elevado con reja de limpieza manual y desarenador hidráulico. Todas las arenas y sólidos removidos en estas etapas de pretratamiento son luego llevados a disposición final en vertedero.

A continuación del desarenador se tiene otra canaleta Parshall que conduce a la zona perimetral de tres taques Imhoff en paralelo de volumen $V = 885 \text{ m}^3$ cada uno, donde ocurre la sedimentación primaria en dos de ellos.

El tratamiento secundario de lodos activados se realiza en dos tanques aireados paralelos de volumen $V = 467 \text{ m}^3$ cada uno y dos sedimentadores secundarios de 12 m de diámetro. La aireación de los reactores se realiza a partir de una batería de soplantes que trabajan en régimen 2 + 1 (dos operativos y uno de reserva). El clarificado de los sedimentadores es conducido por gravedad a través de un emisario, el mismo descarga aproximadamente a 300 m de la planta sobre un bañado que desagua al río Santa Lucía.

El lodo de recirculación y purga es bombeado desde un pozo de bombeo seco ubicado entre los dos sedimentadores secundarios. El lodo purgado es conducido a uno de los tanques Imhoff, que oficia como digestor y posteriormente son deshidratados. La planta posee dos sistemas de deshidratación de lodos, uno está integrado por una batería de 4 lechos de secado que tienen el inconveniente que están bajo cota de inundación, con el consiguiente arrastre de lodos cuando ellas ocurren. Asimismo, se encuentra instalada una centrífuga, que por diversas razones no se encuentra operativa.

La planta cuenta con remoción química de fósforo a través de precipitación por adición de cloruro férrico dentro de los sedimentadores. (OSE, 2017a).

2.3.1. Datos operativos

La PTAR actualmente funciona con unos caudales de $Q_{\text{medio}} = 42 \text{ L/s}$ y $Q_{\text{máx,d}} = 50 \text{ L/s}$. En la Tabla 2.1 se presentan los parámetros de calidad del efluente tratado y vertidos a la planicie de inundación del río Santa Lucía. Se observa incumplimiento por parte de los parámetros bacteriológicos (en rojo) con el Decreto 253/79, coherente con la ausencia de desinfección. Los valores de nitrógeno (en anaranjado)

2. Antecedentes

incumplen con la RM 1025/2013.

Tabla 2.1: Datos de calidad de efluente tratado (año 2016) en la PTAR actual (OSE, 2017b).

Muestra	pH	DBO _{5,20} [mg/L]	DQO [mg/L]	SST [mg/L]	Gras. y Acei. [mg/L]	NH ₄ [mg/L]	NO ₃ [mg/L]	NTK [mg/L]	PT [mg/L]	Esc. coli [NMP/100 mL]
Enero	6,8	42	64	30	>10	2	16			87.000
Febrero	7,1	12	30	>10	10	1,1	15	2,3	4,2	98.000
Marzo	6,9	6	38	>10	14	>1,0	24			25.000
Abril	7,1	34	49	>10	13	>1,0	18		3,4	31.000
Mayo	7,4	52	108	90	22	>1,0	24			240.000
Junio	7,0	30	60	21	>10	>1,0	14	2,6	3,4	98.000
Julio	7,2	53	77	67	>10	2,5	20			130.000
Agosto	7,1	17	67	33	24	11	8		0,8	55.000
Septiembre	7,2	30	33	>10	>10	7	11			49.000
Octubre	7,5	>41	77	11	23	20	1	28	1,4	> 240.000
Noviembre	7,5	>32	>32	13	>10	58	< 1	58	2,3	> 240.000
Diciembre	7,2	36	39	10	10	12	4	34	1,2	110.000

A su vez, en épocas de lluvia se utiliza el alivio de la planta vertiendo el agua residual cruda al río.

Tabla 2.2: Consumos de energía y agua, y generación de residuos (OSE, 2017b).

Bimestre	En. eléctrica [kWh]	Agua [m ³ /d]	Lodo [ton]	RR. SS. [m ³]
1	57.713	7,3		
2	70.406	8,9		
3	57.826	7,9		
4	50.974	12,5	1.762	6
5	48.395	21,3		
6	46.811	21,9		
Prom. Mensual	26.102	4,6	146,8	0,5

Otro problema que tiene la PTAR es que se encuentra operando con caudales superiores para los que fue diseñada, ya que está calculada para operar con un $Q_{\text{máx,d}} = 30 \text{ L/s}$

Cabe mencionar otras situaciones como la de las barométricas desde Capurro, 18 de Julio e Ituzaingó, que por dificultades económicas (pago del peaje) tienden a no llegar a descargar en la PTAR, haciéndolo en otros sitios no adecuados (Luciano, 2019b).

2.4. Situación en la cuenca

La cuenca del río Santa Lucía fue y es objeto especial de atención por ser la fuente de agua potable de aproximadamente el 60 % de la población nacional.

La calidad del agua bruta depende de la calidad ambiental de la cuenca y actualmente es la única cuenca hidrográfica del país que cuenta con nueve años de datos ininterrumpidos de un monitoreo completo de la calidad de sus aguas, con cobertura total de la cuenca (DINAMA, 2013).

Mediante el monitoreo y el análisis de los datos recabados se tiene un diagnóstico completo de las principales causas y fuentes de contaminación de los cuerpos de agua:

- La concentración de fósforo excede el estándar en la amplia mayoría de las estaciones de monitoreo.
- Los rangos de valores de nitratos aumentan entre la naciente y la desembocadura, en ningún punto entre el km 48 (toma de OSE) y la desembocadura en el Río de la Plata supera la concentración estándar de 11,5 mg/L establecida por la OMS para el agua potable (DINAMA, 2013).
- Cerca del 80 % de la DBO, nitrato y fósforo (2009 - 2010) provienen de las fuentes difusas de contaminación (DINAMA, 2013).

Con la información generada, en base a un monitoreo bimensual, se actualiza el análisis del estado trófico de los cuerpos de agua de la cuenca, condición para procesos emergentes de floraciones algales derivados de una conjunción de factores, favorecidos por el incremento de nutrientes, particularmente Fósforo.

Se definen:

- **Factores de carácter puntual:** Domésticos, provenientes de ciudades y centros poblados con saneamiento; industrias: principalmente frigorífica, láctea y del cuero.
- **Factores de carácter difuso:** Actividades de producción agrícola, particularmente forrajera y hortifrutícola y pecuaria de deshecho de animales, en particular de tambos, engorde a corral, criaderos de cerdos y avícolas.

Dada esta situación, en 2013 DINAMA elabora el “Plan de Acción para la Protección de la Calidad Ambiental y la Disponibilidad de Agua Potable en la Cuenca del río Santa Lucía”, con el fin de formular y ejecutar las acciones principales para controlar, detener y revertir el proceso de deterioro de la calidad del agua en la cuenca hidrográfica del río Santa Lucía, y asegurar su calidad y cantidad para el uso sustentable como abastecimiento de agua potable (DINAMA, 2013).

A efectos de adoptar las medidas tendientes a alcanzar los objetivos de calidad de aguas en la cuenca hidrográfica del río Santa Lucía, se establecen diferentes zonas. En el presente análisis sólo se evalúa la zona A, delimitada como se muestra en la Figura 2.11), la cual está definida para uso preponderante como “Fuente de Agua Potable” (DINAMA, 2013).

El Plan de Acción a su vez prevé medidas complementarias (DINAMA, 2013):

1. En el marco del Plan Agua, potenciar el programa de Monitoreo y Evaluación de la calidad y cantidad de agua (con la participación de MVOTMA - OSE y UdelaR) con énfasis en carga orgánica de nutrientes y plaguicidas.
2. Actualización del relevamiento y determinación de fuentes de contaminación puntuales y difusas en toda la cuenca.
3. Propiciar en toda la cuenca del Santa Lucía la limitación a la aplicación de fitosanitarios mediante vuelo aéreo.

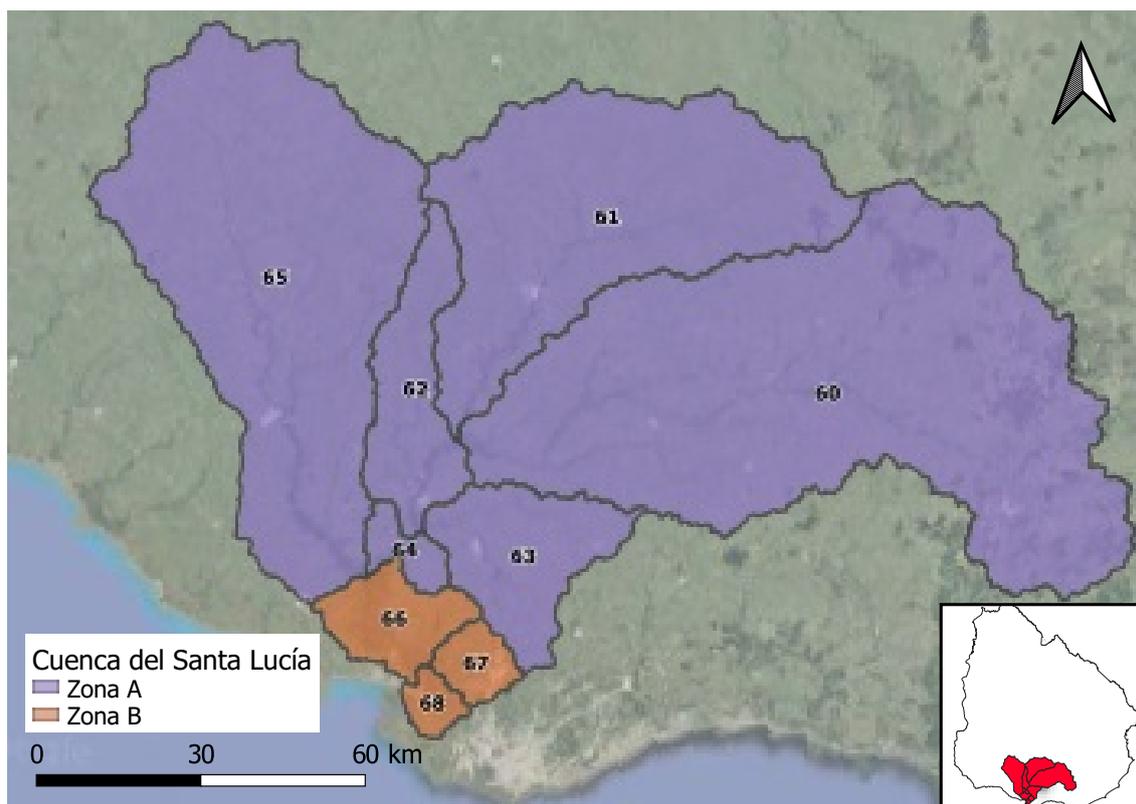


Figura 2.11: Cuenca del Santa Lucía dividida en subcuencas de nivel 2.

4. Solicitar y coordinar con OSE la priorización de la cuenca del río Santa Lucía en la definición de inversiones en saneamiento.
5. Coordinar la prioridad de las inversiones (entre el MVOTMA, las Intendencias Departamentales y la OPP) para la disposición ambientalmente segura de los residuos sólidos domésticos en la cuenca.

El Plan de Acción de segunda generación para la protección de la calidad ambiental de la cuenca del río Santa Lucía mantiene el objetivo del Plan original, centrado en mejorar la calidad de agua de dicha cuenca, con prioridad en los niveles de nutrientes (DINAMA, 2018b).

2.4.1. Cuantificación de los aportes de nutrientes a la cuenca

Se desea estimar qué porción de las cargas netas vertidas a los cursos de agua de la cuenca son de origen doméstico, así como el impacto que tendría la construcción de las plantas de tratamiento de Santa Lucía, San Ramón y Fray Marcos. Para realizar esta cuantificación, se solicitó la información correspondiente a cargas industriales y difusas a DINAMA. Por otro lado, se realiza una cuantificación de los aportes domésticos, para una posterior comparación.

En el marco del “Plan de Acción para la Protección del Agua en la Cuenca del Santa Lucía”, DINAMA realizó una cuantificación de los aportes a la cuenca, clasificándolos por subcuenca de nivel 2 (véase Figura 2.11) y a su vez por industriales,

difusas, tambos y domésticos. Los resultados obtenidos³ se presentan en las Tablas 2.3 y 2.4, y en sus respectivas Figuras 2.12 y 2.13.

Tabla 2.3: Aportes de Nitrógeno total (NT) categorizados (DINAMA, 2018b).

Sub cuenca	Global cuenca	Industrias		Tambos		Doméstico		Difusas	
	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]
60	2.341.205	2 %	46.824	7 %	163.884	8 %	187.296	83 %	1.943.200
61	1.178.588	12 %	141.431	13 %	153.216	7 %	82.501	68 %	801.440
62	460.338	0 %	0	19 %	87.464	16 %	73.654	65 %	299.220
63	448.191	18 %	80.674	9 %	40.337	17 %	76.193	56 %	250.987
64	75.748	5 %	3.787	12 %	9.090	7 %	5.302	76 %	57.568
65	1.893.479	0 %	0	19 %	359.761	1 %	18.935	80 %	1.514.783
Total	6.397.550	4 %	272.716	13 %	813.753	7 %	443.881	76 %	4.867.199

Tabla 2.4: Aportes de Fósforo total (PT) categorizados (DINAMA, 2018b).

Sub cuenca	Global cuenca	Industrias		Tambos		Doméstico		Difusas	
	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]	[%]	[kg/año]
60	605.007	3 %	18.150	17 %	102.851	3 %	18.150	77 %	465.855
61	284.788	5 %	14.239	43 %	122.459	3 %	8.544	49 %	139.546
62	119.310	1 %	1.193	53 %	63.234	4 %	4.772	42 %	50.110
63	72.898	12 %	8.748	31 %	22.598	7 %	5.103	50 %	36.449
64	20.962	0 %	0	53 %	11.110	0 %	0	47 %	9.852
65	405.300	3 %	12.159	34 %	137.802	3 %	12.159	60 %	243.180
Total	1.508.264	4 %	54.489	31 %	460.054	3 %	48.728	63 %	944.993

2.4.1.1. Cargas industriales

DINAMA realiza un control a las industrias ubicadas en la cuenca, que incluye inspecciones y la presentación de informes ambientales de operación, en los que las empresas deben informar, entre otros, los caudales y calidad del efluente que vierte a los cuerpos de agua. A partir de esos datos recabados en las inspecciones y a lo informado por las empresas, se calcula la carga aportada por las industrias a la cuenca (Reolón, 2019).

Como se puede observar en la Tablas 2.3 y 2.4, el resultado de dicha compilación de datos muestra que el grado de incidencia de los aportes industriales, dentro del total de aportes de nutrientes a la cuenca, es muy bajo (4 % tanto para Nitrógeno total como Fósforo total), por lo que no se puede denominar al foco industrial como principal fuente de contaminación de nutrientes.

2.4.1.2. Cargas de tambos

Partiendo de la base que en la cuenca hay aproximadamente 1200 tambos, totalizando cerca de 180.000 vacas y que DINAMA trabaja junto a Conaprole, MGAP, UdelaR y Gremiales del sector para realizar diagnósticos y elaborar diferentes Guías de Buenas Prácticas Ambientales, los tambos están sujetos a las siguientes condiciones DINAMA, 2013.

³Accedido a través de solicitud de información pública a DINAMA, 2018b.

2. Antecedentes

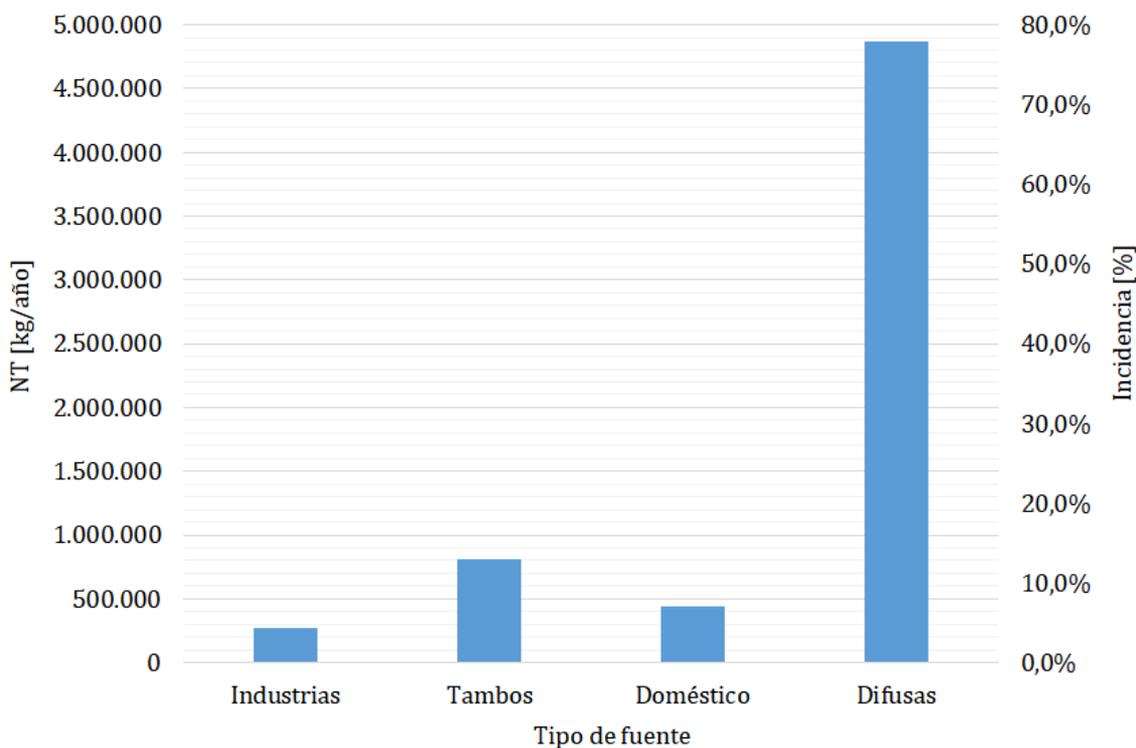


Figura 2.12: Aportes de Nitrógeno total (NT) categorizados (DINAMA, 2018b).

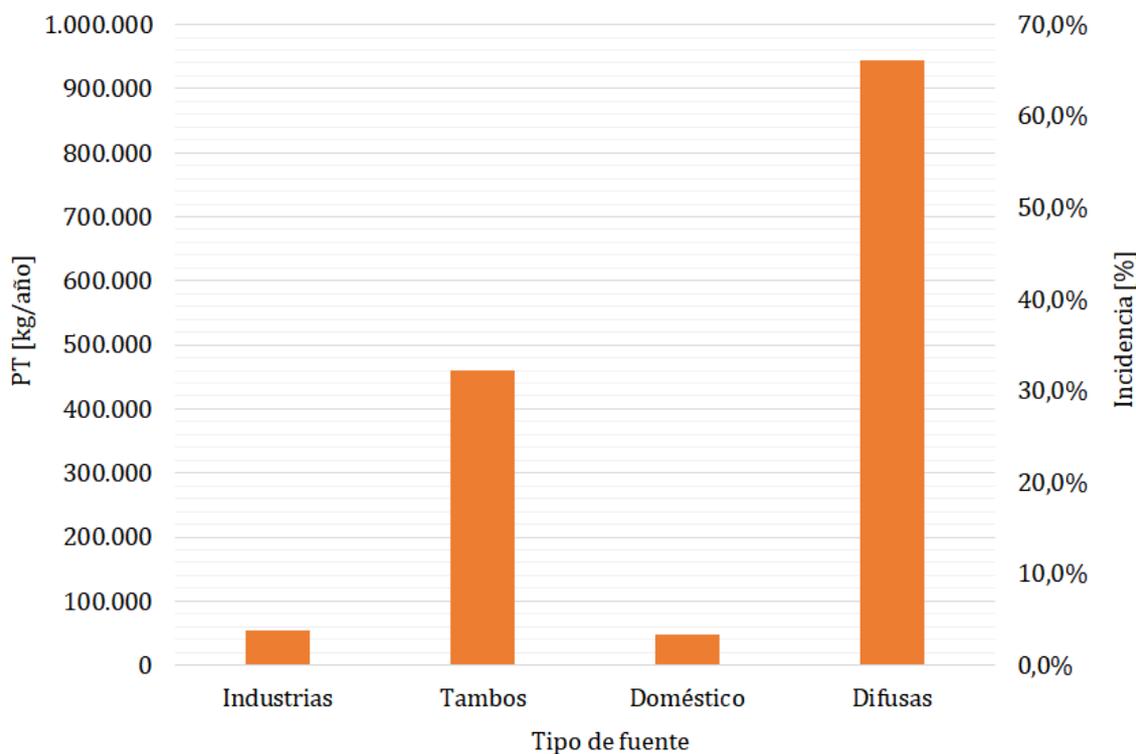


Figura 2.13: Aportes de Fósforo total (PT) categorizados (DINAMA, 2018b).

- Deben cumplir al final del tratamiento con los estándares de vertido específicos para la cuenca, en particular los parámetros DBO, aceites y grasas, sólidos

totales, fósforo total, nitrógeno amoniacal y coliformes fecales.

- Deben aplicar los Criterios Ambientales mínimos acordados para los establecimientos lecheros.
- La autorización y control de los tambos se realiza de la siguiente forma: aquellos con capacidad mayor a 500 vacas deben realizar ante DINAMA la Solicitud de Autorización de Desagüe (SAD); aquellos menores a 500 vacas deben entregar anualmente en Servicios Ganaderos un formulario con aspectos ambientales e información sobre la planta de tratamiento de efluente.

De las actividades comerciales en la región, la explotación de vacunos de leche (tambos) es la más preponderante, representando un 18 % del total de las actividades realizadas en la cuenca y ocupando el 21 % de su territorio (DINAMA, 2018b), por lo que se le asigna su propia categoría como fuente de aporte de nutrientes a la cuenca.

2.4.1.3. Cargas difusas

DINAMA realiza una cuantificación de los aportes difusos a la cuenca mediante modelos que tienen en cuenta el uso del suelo (DINAMA, 2018b).

2.4.1.4. Cargas domésticas

Para la determinación de los aportes de fuentes domésticas se comienza por categorizar las viviendas según el método de disposición de sus aguas servidas. Se discriminan cuatro categorías:

- Saneamiento por red con tratamiento gestionado por OSE
- Saneamiento por red sin tratamiento
- Sistema de efluente decantado (Núcleos MEVIR)
- Saneamiento estático

Se presentan datos de aportes de nutrientes de las PTARs operadas por OSE y de los núcleos MEVIR.

Se toma esos datos como una carga mínima de aportes, para luego adicionar un factor que asegura la consideración de todos los aportes estáticos, obteniendo un máximo. En ese rango de valores, se espera quede contenido el valor de DINAMA.

Saneamiento tratado por PTARs gestionadas por OSE En la Tabla 2.5 se presentan datos de aportes de nutrientes de las PTARs operadas por OSE en distintas localidades de la cuenca. Las concentraciones son obtenidas a partir de monitoreos periódicos realizados en las respectivas plantas (GGA-OSE, 2018). Con ellas y con los caudales de vertido, se calculan las cargas anuales de nutrientes.

Para la composición del caudal afluente a las PTARs son consideradas las siguientes hipótesis (GGA-OSE, 2018):

2. Antecedentes

- Aportan las conexiones a la red dinámica.
- Aportan aquellos conectados a sistemas estáticos, vía barométricas.

Entiéndase entonces: 100 % de lo saneado (dinámica y estáticamente) es tratado por las PTARs (GGA-OSE, 2018; OSE, 2019a).

Tabla 2.5: Aportes totales de PTARs operadas por OSE (GGA-OSE, 2018).

Localidad	Pob. Serv. [hab]	Caudal [L/s]	NTK [mg/L]	PT [mg/L]	NT [kg/año]	PT [kg/año]
Aguas Corrientes	1.160	2,89	9,14	2,51	833	229
Canelones	16.590	23,80	1,11	1,61	833	1.210
Santa Lucía	16.742	24,60	21,92	2,95	17.007	2.292
Casupá	1.465	3,14	8,93	0,94	884	93
Florida	32.890	53,60	5,51	1,79	9.317	3.023
Minas	24.870	54,80	25,48	2,09	44.040	3.605
Libertad	9.000	17,20	59,74	5,94	32.405	3.222
San José de Mayo	32.200	48,10	6,30	2,80	9.550	4.249
Villa Rodríguez	1.430	3,26	78,83	8,15	8.105	838

Se puede observar la influencia del tipo de tratamiento realizado en los valores de concentración de nutrientes en el vertido de cada planta: aquellas PTARs que cuentan con tratamiento terciario producen concentraciones de NTK y PT que cumplen con el Decreto 253/79 (menor a 10 y 5 mg/L, respectivamente), mientras que aquellas que no cuentan con tratamiento terciario para remoción de nutrientes, no cumplen al menos uno de los parámetros.

Aportes de sistemas de efluente decantado (Núcleos MEVIR) En la Tabla 2.7 se presentan los aportes de nutrientes a la cuenca por parte de los núcleos MEVIR, los cuales tienen una población conjunta de aproximadamente 8.079 habitantes (MEVIR, 2019)). El cálculo se realiza suponiendo una dotación de $D = 150$ L/hab/d y un coeficiente de retorno $C_r = 0,9$ (MEVIR, 2019). Los valores de concentración utilizados son obtenidos a partir de datos de monitoreo de OSE y se muestran en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6: Concentraciones medias del efluente tratado de sistemas MEVIR (GGA-OSE, 2018).

NTK [mg/L]	PT [mg/L]
48,75	4,56

Comparación de resultados Se procede a comparar los valores de aportes domésticos obtenidos a partir de los análisis presentados en las Secciones 2.4.1.4 y 2.4.1.4 con los de DINAMA de las Tablas 2.3 y 2.4.

Tabla 2.7: Aporte de nutrientes totales de Núcleos MEVIR en la cuenca (MEVIR, 2019).

Localidad	Pob. Serv. [hab]	Caudal [L/s]	NT [kg/año]	PT [kg/año]
Berrondo	189	0,30	454,0	42,5
Capurro	408	0,64	980,1	91,7
Carreta Quemada	234	0,37	562,1	52,6
Castellanos	111	0,17	266,6	25,0
Chamizo	225	0,35	540,5	50,6
Estación González	165	0,26	396,4	37,1
Fray Marcos	621	0,97	1.491,7	139,6
Indpendencia	339	0,53	814,3	76,2
Ituzaingó	129	0,20	309,9	29,0
Juanicó	672	1,05	1.614,2	151,1
La Macana	126	0,20	302,7	28,3
Mendoza Chico	648	1,01	1.556,6	145,7
Mendoza Grande	546	0,85	1.311,6	122,7
Paso de la Cadena	138	0,22	331,5	31,0
Pintado	81	0,13	194,6	18,2
Punta de Valdéz	462	0,72	1.109,8	103,9
Reboledo	117	0,18	281,1	26,3
San Antonio	339	0,53	814,3	76,2
San Bautista	162	0,25	389,1	36,4
San Gabriel	258	0,40	619,8	58,0
San Gregorio	66	0,10	158,5	14,8
San Ramón	375	0,59	900,8	84,3
Santa Rosa	789	1,23	1.895,3	177,4
Tala	264	0,41	634,2	59,3
Villa Rodríguez	615	0,96	1.477,3	138,2

Se define un rango de cargas de aportes totales, en el que se prevé están contenidos los valores obtenidos por DINAMA:

$$[C_{\text{dom,mín}}, C_{\text{dom,máx}}] \quad (2.2)$$

donde

- $C_{\text{dom,mín}} = C_{\text{OSE}} + C_{\text{MEVIR}}$ es la carga de aporte doméstico mínima,
 - C_{OSE} la carga aportada por las PTARs operadas por OSE, asumiendo que llegan todos los aportes de saneamiento estáticos a las PTARs,
 - C_{MEVIR} la carga aportada por los núcleos MEVIR,
- $C_{\text{dom,máx}} = C_{\text{OSE}} + C_{\text{MEVIR}} + C_{\text{No serv.}}$ la carga de aporte doméstico máxima. En esta se supone el aporte $C_{\text{No serv.}}$ como si fuese un vertido directo del agua residual a un curso de agua.

- $C_{\text{No serv.}} = (P_{\text{total}} - P_{\text{serv. OSE}} - P_{\text{serv. MEVIR}}) \times C_{\text{hab. no sanead.}}$
que es la carga aportada a la cuenca por la población no servida por OSE ni MEVIR, donde
 - P_{total} es la población total de la localidad,
 - $P_{\text{serv. OSE}}$ la población servida por las PTARs de OSE,
 - $P_{\text{serv. MEVIR}}$ la población servida por los núcleos MEVIR y
 - $C_{\text{hab. no sanead.}}$ el aporte diario por habitante no servido (g/hab.d)

En la Tabla 2.8 se presentan los valores de aportes diarios de habitante no servido, con los que se calculan la cargas de aporte de habitantes no servidos $C_{\text{No serv.}}$ para aprox. 87.833 habitantes. Con eso se procede a obtener las cargas de aportes domésticos máximas totales $C_{\text{dom,máx}}$ de la Ecuación 2.2. En la Tabla 2.9, Figuras 2.14 y 2.15 se presentan la comparación entre los rangos calculados y los valores de DINAMA.

Tabla 2.8: Valores de aporte diario por habitante no servido $C_{\text{hab. no sanead.}}$ (Huertas, 2019).

NT [g/hab/d]	PT [g/hab/d]
9,5	1,1

Tabla 2.9: Comparación de aportes domésticos calculados y de DINAMA.

Subcuenca	NT [kg/año]			PT [kg/año]		
	Calculado		DINAMA	Calculado		DINAMA
	Mín.	Máx.		Mín.	Máx.	
60	52.526	156.702	187.296	4.409	16.472	18.150
61	10.268	22.186	82.501	3.112	4.492	8.544
62	19.111	34.118	73.654	2.489	4.227	4.772
63	6.711	101.211	76.193	2.893	13.835	5.103
64	833	5.181	5.302	229	732	0
65	53.763	81.053	18.935	8.656	11.816	12.159
Total	143.213	400.451	443.881	21.789	51.574	48.728

A partir de los resultados exhibidos en la Tabla 2.9, se observa que el valor obtenido por DINAMA para NT es superior que el valor máximo del rango calculado $C_{\text{dom,máx}}$.

No obstante, para el caso del PT el valor de DINAMA queda contenido dentro del rango calculado, como fue previsto.

La razón por la que el NT queda fuera del rango puede recaer en cómo DINAMA realiza la determinación del valor: qué aporte diario por habitante y datos de población utiliza.

Otros factores que podrían considerarse son la utilización de modelos que tengan presente otros parámetros que escapen el cálculo presentado en esta sección, como la densidad de datos en la que se basa cada estudio, por la que se llegan a resultados diferentes.

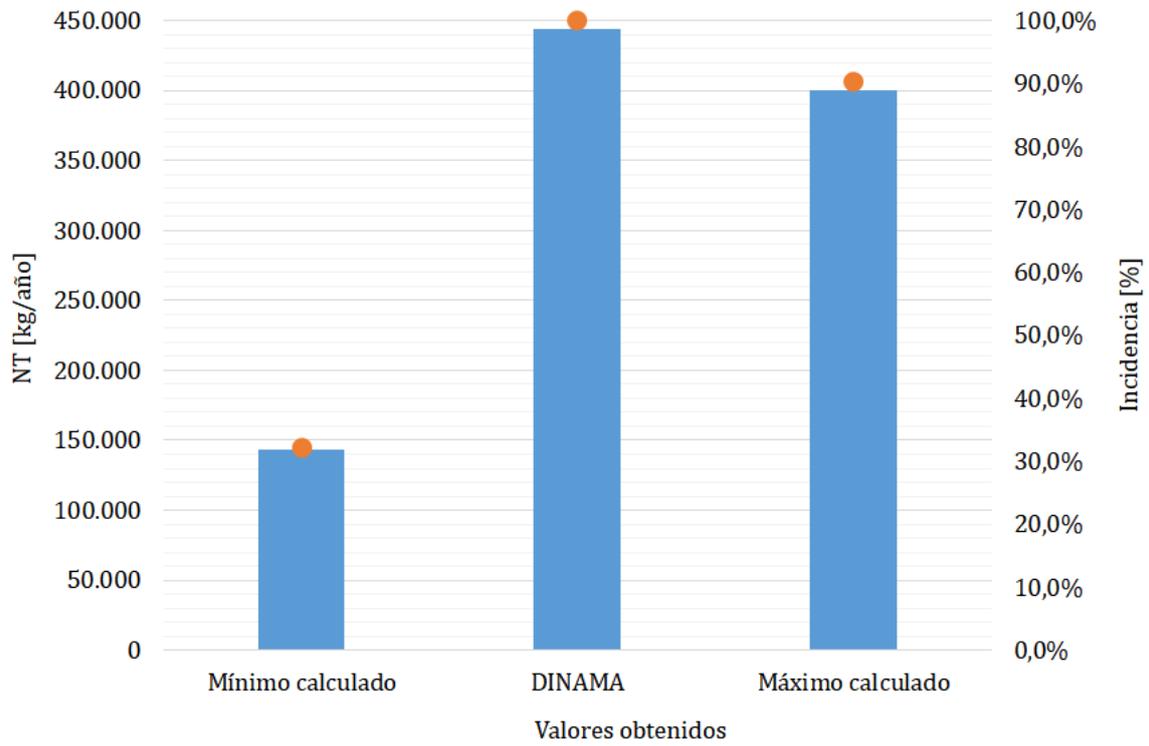


Figura 2.14: Comparación de aportes domésticos calculados y de DINAMA para Nitrógeno total.

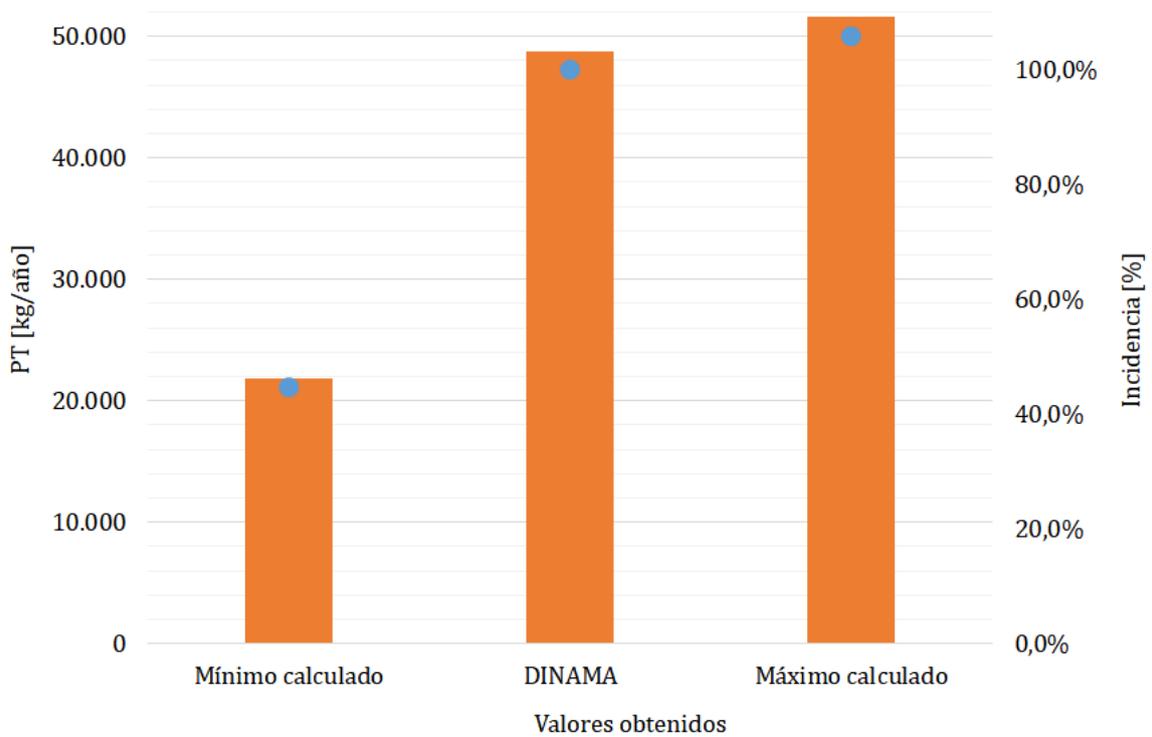


Figura 2.15: Comparación de aportes domésticos calculados y de DINAMA para Fósforo total.

Capítulo 3

Estudios básicos

3.1. Proyección de población

El horizonte de proyecto es al año 2050, por lo tanto la planta debe tener capacidad suficiente para dar tratamiento a las aguas residuales producidas en el sistema hasta dicho año. A continuación se realiza una proyección de población para las localidades involucradas.

Como metodología de trabajo se opta por analizar las tendencias de crecimiento poblacional en base a los datos de población obtenidos en los censos nacionales relevados y publicados por el Instituto Nacional de Estadística (INE). A la fecha, el censo más actual corresponde al año 2011. En la Tabla 3.1 se muestran los datos históricos de población para cada localidad.

Tabla 3.1: Datos censales.

Año	Población					
	Santa Lucía	Ituzaingó	18 de Julio	25 de Agosto	Capurro	Total
1963	12.745	729	390	1.586	123	15.573
1975	14.079	930	396	1.750	123	17.278
1985	14.951	734	485	1.711	328	18.209
1996	16.764	769	471	1.727	390	20.121
2004	16.475	740	433	1.794	580	20.022
2011	16.742	771	469	1.849	517	20.348

Como primera observación, se decide omitir del análisis a los datos del 2004, ya que se trató de un pre-censo por lo que los datos son menos confiables.

Con los datos de los restantes censos se busca realizar la proyección de la población al final del período de previsión mediante la comparación de diferentes métodos recomendados por la bibliografía de referencia (Alem & Tomoyuki, 2000; Metcalf & Eddy Inc., 1977). Los métodos a aplicar son:

1. Proyección aritmética
2. Proyección geométrica
3. Método de la tasa decreciente de crecimiento

4. Método de la Curva Logística S **3.1.1. Proyección aritmética**

En base a los datos censales se realiza un ajuste lineal. En la Tabla 3.2 se muestra los resultados obtenidos para cada caso.

Tabla 3.2: Proyección lineal de población para cada localidad.

Año	Santa Lucía	Ituzaingó	18 de Julio	25 de Agosto	Capurro	Total
2020	18.142	767	510	1.873	601	21.893
2035	19.500	759	540	1.939	735	23.472
2050	20.858	750	570	2.004	869	25.051

A partir de los resultados mostrados en la Tabla 3.2 para el 2050 se proyecta una población de:

$$P_{2050} = 24.051 \text{ habitantes}$$

3.1.2. Proyección geométrica

El ajuste geométrico considera que el crecimiento de la población es proporcional a ésta, es decir, la población aumenta exponencialmente, como se muestra en la Ecuación 3.1.

$$\frac{dP}{dt} = k_g \times P \quad (3.1)$$

donde la constante k_g se halla a partir de los datos censales según la Ecuación 3.2, siendo preferible contar con la información de al menos tres censos y promediar el valor de k_g obtenido entre ellos.

$$k_{g,i} = \frac{\ln(P_i - P_{i-1})}{t_i - t_{i-1}} \quad (3.2)$$

Una vez obtenido el k_g se calcula la población mediante la Ecuación 3.3.

$$P_t = P_0[e^{k_g(t-t_0)}] \quad (3.3)$$

En la Tabla 3.3 se presentan los resultados obtenidos a partir de los últimos cinco datos censales.

Luego de haber obtenido una tasa de crecimiento para cada localidad se utiliza la Ecuación 3.3 para realizar la proyección al año 2050 de cada localidad, siendo la población total la suma de ellas:

$$P_{2050} = 26.437 \text{ habitantes}$$

Tabla 3.3: Tasas de crecimiento para cada localidad y población proyectada.

Año	Santa Lucía		Ituzaingó		18 de Julio	
	Población	Tasa de crec.	Población	Tasa de crec.	Población	Tasa de crec.
1963	12.745		729		390	
1975	14.079	0,00830	930	0,02029	396	0,00127
1985	14.951	0,00601	734	-0,02367	485	0,02027
1996	16.764	0,01041	769	0,00423	471	-0,00266
2011	16.742	0,00230	771	0,00586	469	0,01141
Tasa media	0,0062		-0,0045		0,0097	
P_{2050}	21.352		646		684	

Año	25 de Agosto		Capurro	
	Población	Tasa de crecimiento	Población	Tasa de crecimiento
1963	1586		123	
1975	1750	0,00820	123	
1985	1711	-0,00225	328	0,09808
1996	1727	0,00085	390	0,01574
2011	1849	0,00431	517	-0,01643
Tasa media	0,0010		0,0325	
P_{2050}	1.920		1.834	

3.1.3. Método logístico

El modelo de crecimiento logístico considera que la población crece asintóticamente en función del tiempo hasta un valor límite de saturación (S).

Para determinar dicha población es necesario considerar el uso del suelo actual y futuro, datos demográficos de cada localidad e información de ordenamiento territorial contenida en planes locales. Con esta información se determinan densidades de saturación y áreas a saturar, obteniéndose la población de saturación como el producto entre ellas.

La metodología consiste en identificar los segmentos censales de cada localidad, así como sus densidades poblacionales e identifica para cada localidad el segmento de mayor densidad. Luego mediante consultas al Sistema de Información Territorial (SIT) elaborado por el MVOTMA, se obtiene el mapa de usos de suelos identificando las áreas de cada categoría. En este caso solo se consideran las categorías de suelo urbano y suburbano, suponiendo que la red de saneamiento no se extenderá hacia el área rural.

Finalmente se obtiene la población de saturación como el producto de la densidad máxima por la suma del área urbana y suburbana.

En la Figura 3.1 se muestra la categorización de suelos para las localidades estudiadas, dicha información fue obtenida de la Dirección Nacional de Ordenamiento

Territorial (DINOT) y las directrices departamentales de Florida. En la Tabla 3.4 se muestran las áreas consideradas para el cálculo de la población de saturación. Para cada una de las localidades se considera que el suelo con destino de uso industrial no es potencialmente urbanizable, ya que al desconocer el tipo de industria que podría instalarse en dichas zonas sería imposible predecir el caudal de efluentes de las mismas.



Figura 3.1: Categorización de usos de suelos (SIT DINOT).

Teniendo las densidades de saturación y áreas urbanizables de cada localidad, se determina la población de saturación como se muestra en la Tabla 3.5.

$$S = 34.770 \text{ habitantes}$$

Una vez calculada la población de saturación S , se procede a calcular la población de diseño mediante la Ecuación 3.4.

$$P_t = \frac{S}{1 + me^{bt}} \quad (3.4)$$

Donde

- $m = \frac{S - P_0}{P_0}$
- $b = \frac{1}{n} \ln \left(\frac{P_0(S - P_0)}{P_1(S - P_0)} \right)$
- $P_0 = P_{2011}$

Tabla 3.4: Áreas urbanizables (*) sin logístico industrial.

Localidad	Categorización del suelo	Área [Ha]	Área total [Ha] (*)
Santa Lucía	Urbano consolidado	233,7	495,6
	Urbano consolidado de fragilidad ecosistémica	35,1	
	Urbano no consolidado	71,2	
	Suburbano residencial	155,6	
	Suburbano logístico industrial	141,3	
Ituzaingó	Urbano no consolidado	74,7	422,3
	Suburbana	341,1	
	Potencialmente transformable a suburbano con destino industrial	25,4	
	Urbano no consolidado con destino a vivienda agrupada	6,5	
Capurro	Suburbana usos restringidos	43,7	48,5
	Urbano no consolidado	48,5	
25 de Agosto	Urbano no consolidado	132,5	132,5
18 de Julio	Urbano no consolidado	42,0	42,0
	Potencialmente transformable a suburbano con destino industrial	218,0	

Tabla 3.5: Población de saturación al año 2050 para Santa Lucía y localidades aledañas.

Localidad	Área [Ha]	Densidad máxima [hab/Ha]	Población de saturación [hab]
Santa Lucía	495,6	56,90	28.200
Ituzaingó	422,3	8,70	3.674
Capurro	48,5	5,23	254
25 de Agosto	132,5	16,02	2.123
18 de Julio	42,0	12,40	520

Obteniéndose una población al 2050 de:

$$P_{2050} = 28.200 \text{ habitantes}$$

3.1.4. Tasa de población decreciente

El ajuste de tasa de población decreciente, al igual que el método logístico, asume la existencia de una población de saturación S , que se calcula por el método expuesto anteriormente. La población para un tiempo t queda dado por la Ecuación 3.5:

$$P_t = S - (S - P_0)e^{k_d(t-t_0)} \quad (3.5)$$

Donde se asume la población de saturación calculada anteriormente de $S =$

34.770 habitantes y k_d se calcula según la Ecuación 3.6:

$$k_{d,i} = \frac{-\ln\left(\frac{S-P_i}{S-P_{i-1}}\right)}{t_i - t_{i-1}} \quad (3.6)$$

Al igual que con el ajuste geométrico, se calcula una tasa de crecimiento para los últimos tres censos mostrados en la Tabla 3.6, tomando como t_0 el año 2011.

Tabla 3.6: Tasas de crecimiento para cada localidad y población proyectada.

Año	Santa Lucía		Ituzaingó		18 de Julio	
	Población	Tasa de crec.	Población	Tasa de crec.	Población	Tasa de crec.
1963	12745		729		390	
1975	14079	0,00521	930	0,00049	396	0,00001
1985	14951	0,00431	734	-0,00058	485	0,00026
1996	16764	0,00872	769	0,00009	471	-0,00004
2011	16742	0,00210	771	0,00013	469	0,00015
Tasa media	0,005042		-0,000118		0,000124	
P_{2050}	19.960		614		634	

Año	25 de Agosto		Capurro	
	Población	Tasa de crecimiento	Población	Tasa de crecimiento
1963	1586		123	
1975	1750	0,00041	123	-
1985	1711	-0,00012	328	0,00059
1996	1727	0,00004	390	0,00016
2011	1849	0,00024	517	-0,00026
Tasa media	0,000055		0,000165	
P_{2050}	1.919		736	

Por último se calcula la población total como la suma de las poblaciones de cada localidad:

$$P_{2050} = 23.865 \text{ habitantes}$$

3.1.5. Datos recabados en campo

En fecha 10 de abril de 2019 se realizó una reunión con el alcalde de Santa Lucía, seguida de una recorrida por la ciudad. Se observó un gran número de viviendas construidas después del último censo, y otras en etapa de construcción. También comentó la existencia de proyectos para realizar fraccionamientos en la zona oeste de la ciudad, sobre la ruta 11. Un requisito para la construcción de estos es que cuenten con conexión a la red de saneamiento.

Por otro lado, el municipio se encuentra impulsando planes de regularización de asentamientos irregulares, que incluyen conexión a la red de saneamiento. Uno de estos planes se encuentra en curso para el barrio “Municipal I” comúnmente conocido como “barrio de atrás del cementerio”.

Adicionalmente, también es de conocimiento el proyecto del Ferrocarril Central del Uruguay (FCU) que conectará a Montevideo con la localidad de Paso de los Toros. La traza proyectada atraviesa el lado norte de la ciudad de Santa Lucía y de acuerdo con lo conversado con la alcaldía, los fraccionamientos ubicados en esa zona son de pequeña superficie. Debido al impacto que el proyecto provoca, no se espera crecimiento de la zona residencial en esa dirección.

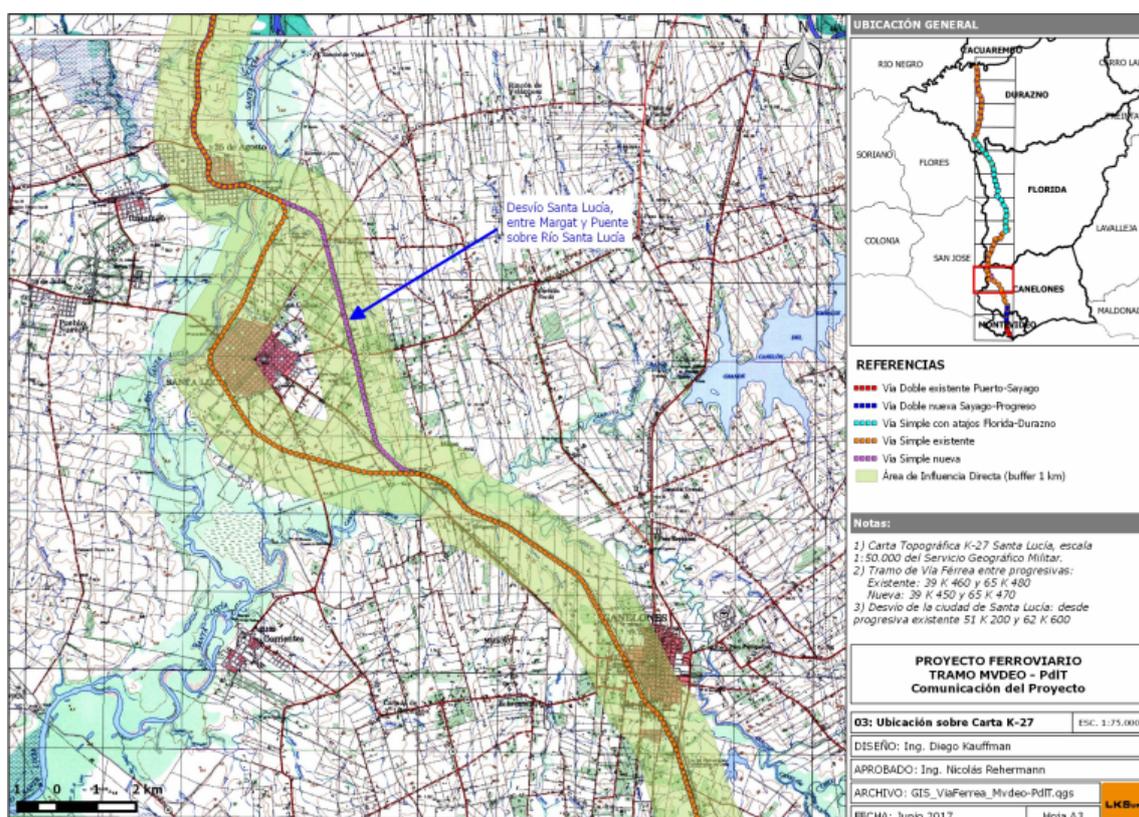


Figura 3.2: Proyecto Ferroviario Montevideo - Paso de los Toros (Comunicación de Proyecto elaborada por LKSur S.A.).

3.1.6. Población proyectada

Analizando la tendencia de los datos censales (ver Figura 3.3), se observa que existen dos períodos de tiempo con tendencias claramente diferenciables. El primero abarca los años 1963 a 1996 y el segundo desde 1996 a 2011, y presentan tasas de crecimiento muy distintas.

El primer tramo es aproximadamente lineal con pendiente positiva, mientras que el segundo es prácticamente horizontal. Si se considerase el segundo tramo como el más representativo por ser el más reciente, se estaría en un escenario con baja tasa de crecimiento poblacional. Esto no coincide con lo observado en la recorrida por

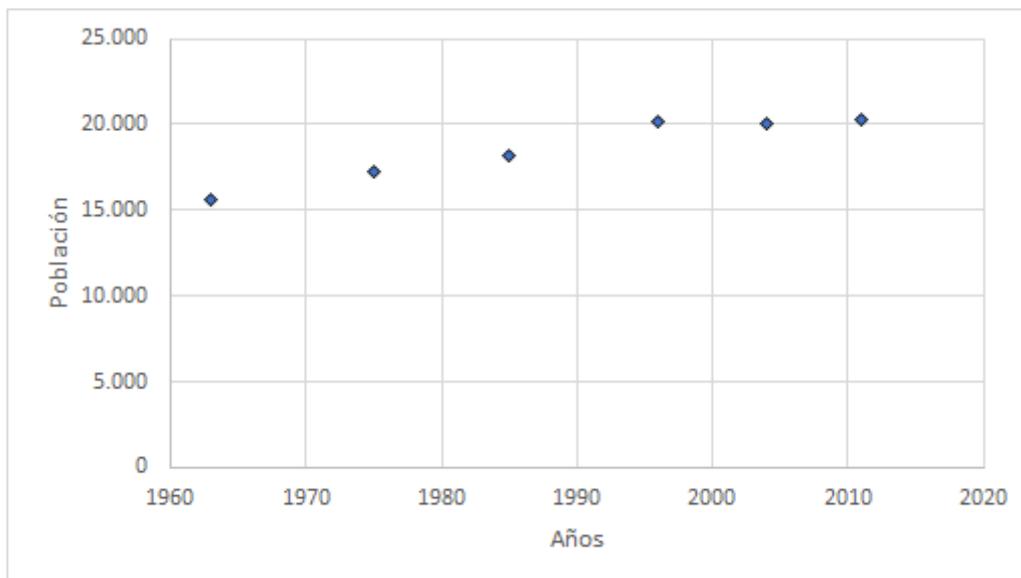


Figura 3.3: Datos censales.

la ciudad de Santa Lucía, donde se observaron construcciones posteriores al 2011 y otras en curso, como tampoco con lo declarado por el alcalde, quien mencionó la existencia de proyectos para nuevos fraccionamientos. Por lo tanto se considera incorrecto asumir un escenario sin crecimiento.

En segundo lugar, se analizó la idoneidad de los métodos aplicados, encontrándose que tanto el método de ajuste logístico como el de tasa decreciente no son aplicables a las localidades consideradas. Estos métodos suponen una población de saturación, lo que implica por un lado que exista demolición de edificaciones existentes y construcción de nuevas en los mismos terrenos, y por otro lado que el área urbana no se expanda. En las localidades consideradas no se da ninguna de estas condiciones, por lo que ambos métodos son descartados.

Por lo tanto las opciones restantes son la proyección lineal y la geométrica utilizando todos los datos disponibles (excepto 2004). Se observa que ambos métodos arrojan resultados similares. Dado que no es claro cuál va a ser a futuro la tendencia real del crecimiento, se opta por tomar como valor representativo el promedio de ambos. Los resultados para cada localidad se muestran en Tabla 3.7:

Tabla 3.7: Población.

Año	Santa Lucía	Ituzaingó	18 de Julio	25 de Agosto	Capurro	Total
2020	17925	754	511	1869	647	21706
2035	19473	725	566	1916	931	23610
2050	21105	698	627	1962	1352	25744

$$P_{2050} = 25.700 \text{ habitantes}$$

Adicionalmente, se debe sumar el aporte de Centro CEREMOS, sistema que se encuentra conectado desde los inicios de operación del sistema, actualmente en el

hospital se atienden alrededor de 850 pacientes según (ASSE, 2019). La población diseño queda:

$$P_{2050} = 26.600 \text{ habitantes} \quad (3.7)$$

3.2. Caudales de diseño

3.2.1. Consumo de agua y dotación

Para realizar una estimación de la dotación de agua se solicitó a OSE datos de agua elevada al sistema bajo estudio. El conjunto de localidades que componen el sistema a sanear posee servicio de agua potable mediante red de distribución con cobertura cercana al 100 %. Según la información brindada, el agua elevada para el sistema es la suma del agua facturada y las pérdidas del sistema, que se ilustra en la Figura 3.4.

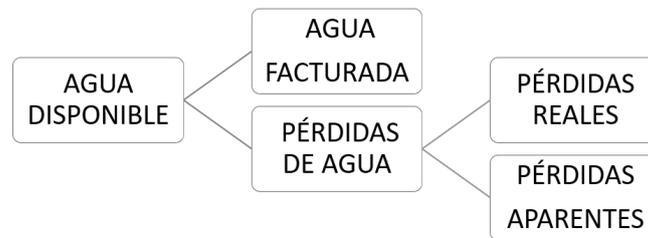


Figura 3.4: Composición del agua elevada al sistema.

- Agua Disponible: m^3 de agua que se eleva al sistema.
- Agua Facturada: m^3 de agua medidos y facturados.
- Pérdidas Reales: m^3 de agua que perdidos por escape físico de la red de distribución (fugas, desbordes).
- Pérdidas Aparentes: m^3 de agua que alcanzan su destino final pero no son correctamente medidos (submedición, fraudes, errores).

En la Tabla 3.8 se muestra como se distribuyó el agua disponible durante el 2018 en las diferentes componentes antes mencionadas.

Como se aprecia en la Tabla 3.8 y se visualiza en la Figura 3.5, el volumen que representa el agua facturada + pérdidas de aguas no es exactamente el agua disponible que entra al sistema. Según información brindada por OSE, esa diferencia se debe a que existe un volumen de agua que no se considera como pérdidas, pero tampoco como parte del agua facturada, sino que se categoriza como agua no medida y no facturada, o como agua medida pero no facturada. Los usos que se le da pueden ser variados según el sistema en donde se distribuye, un uso posible es el agua que se utiliza para lavar los tanques de la red de distribución o agua que se brinda a los bomberos.

Tabla 3.8: Volúmenes mensuales de agua disponible, facturada y pérdidas.

Mes	Agua Disponible [10 ³ m ³]	Agua Facturada [10 ³ m ³]	Pérdidas de Agua [10 ³ m ³]	Agua Facturada+ Pérdidas de Agua [10 ³ m ³]
Enero	214,82	104,04	106,25	210,28
Febrero	168,36	90,81	73,23	164,04
Marzo	170,31	94,71	71,16	165,86
Abril	175,68	88,20	68,26	156,46
Mayo	159,65	87,49	67,91	155,40
Junio	153,41	81,72	67,51	149,23
Julio	150,25	81,59	64,86	146,46
Agosto	148,81	83,29	60,96	144,26
Septiembre	146,57	84,08	58,65	142,73
Octubre	158,36	89,75	64,44	154,19
Noviembre	161,66	87,60	69,99	157,59
Diciembre	173,29	92,34	75,67	168,01

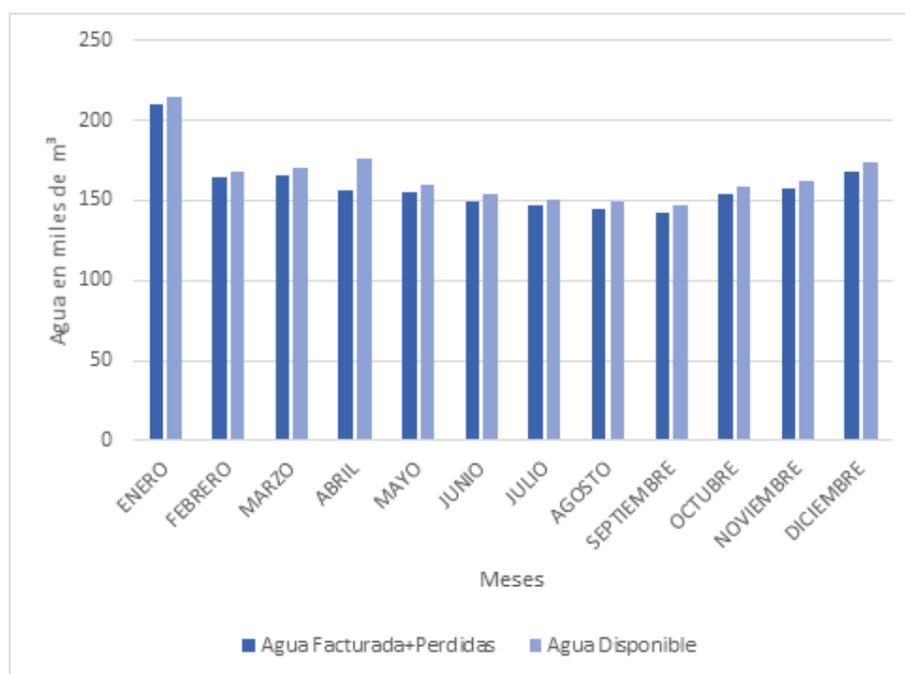


Figura 3.5: Agua disponible y agua facturada + pérdidas.

Al momento de poder determinar una dotación para el sistema, es necesario conocer qué fracción del volumen de agua elevada llega efectivamente a los hogares. Dicha fracción de volumen esta conformada por el volumen de agua facturada más un volumen de agua proveniente de las pérdidas. Debido a la dificultad que significa poder determinar con cierto grado de confianza los porcentajes que representan las pérdidas reales y las aparentes dentro de las pérdidas totales, y que esto implicaría un estudio más minucioso de la red de distribución, se optó por solicitar a OSE porcentajes más globales sin considerar que las pérdidas se dividen en dos subgrupos. De acuerdo a estudios ya realizados, el porcentaje de pérdidas de agua que no es facturada pero es utilizada para fines domésticos, ronda en el entorno del 30 % de

las pérdidas totales.

$$Q_{\text{Consumido}} = Q_{\text{Facturado}} + 0,3 \times Q_{\text{Pérdidas}}$$

Se considera entonces un volumen de agua que forma parte de las pérdidas del sistema, pero es agua que llega a los hogares. A continuación en la Tabla 3.9 se muestra el volumen total mensual a considerar para el cálculo de la dotación, expresado en miles de metros cúbicos.

Tabla 3.9: Total de agua para fines de uso domésticos.

Mes	Agua Facturada [10 ³ m ³]	% Pérdidas de Agua [m ³]	Agua Consumida [m ³]
Enero	104,04	31,87	135,91
Febrero	90,81	21,97	112,78
Marzo	94,71	21,35	116,05
Abril	88,20	20,48	108,68
Mayo	87,49	20,37	107,86
Junio	81,72	20,25	101,97
Julio	81,59	19,46	101,05
Agosto	83,29	18,29	101,58
Setiembre	84,08	17,59	101,68
Octubre	89,75	19,33	109,08
Noviembre	87,60	21,00	108,60
Diciembre	92,34	22,70	115,04

A continuación, con la estimación de crecimiento poblacional adoptado se estima la cantidad de habitantes para el 2018, obteniéndose 21.639 habitantes. Considerando la hipótesis de que dicha población no varía durante el año se infiere una dotación per cápita en L/hab/día.

Tabla 3.10: Dotación mensual para el 2018.

Mes	Agua Consumida [10 ³ m ³]	Dotación [L/hab · d]
Enero	135,91	206,61
Febrero	112,78	171,44
Marzo	116,05	176,42
Abril	108,68	165,21
Mayo	107,86	163,96
Junio	101,97	155,02
Julio	101,05	153,62
Agosto	101,58	154,42
Setiembre	101,68	154,57
Octubre	109,08	165,82
Noviembre	108,60	165,09
Diciembre	115,04	174,88

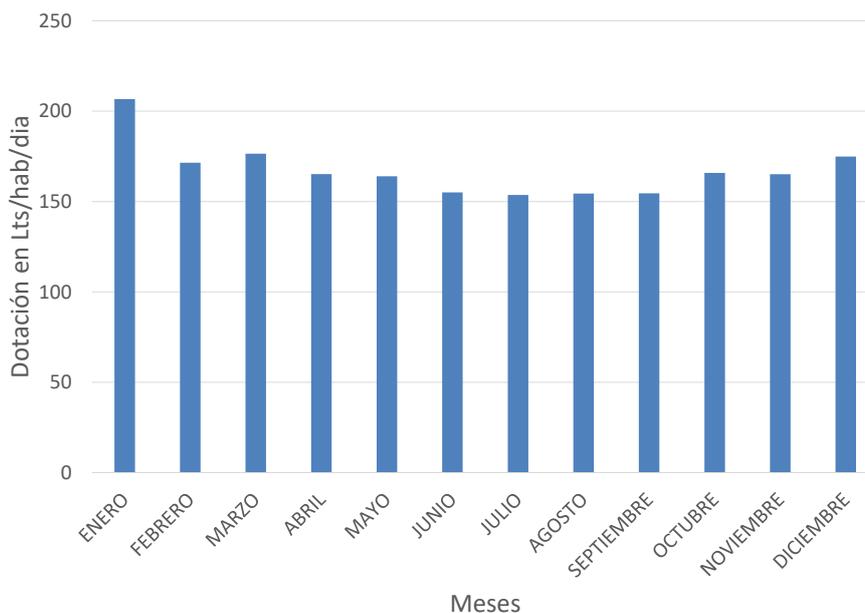


Figura 3.6: Variación estacional del consumo de agua per cápita.

De acuerdo a los datos obtenidos en la Tabla 3.10 y como se puede ver en la Figura 3.6¹, hay una variación estacional o mensual, reflejando un mayor consumo en los meses estivales y uno menor en los restantes. Para simplificar los cálculos se considera una dotación única representativa para todo el año. Dicha dotación es el promedio de todos los meses, obteniéndose:

$$D = 170 \frac{\text{L}}{\text{hab} \cdot \text{día}}$$

La dotación obtenida, no difiere significativamente con el valor de 150 L/hab/d utilizado por OSE como criterio de diseño para plantas en el interior del país (Huer-tas, 2019).

Una aclaración que debe realizarse, es que el valor obtenido se considerará uniforme hasta el fin de período de previsión. Dicha hipótesis se basa en que si bien la tendencia actual, es que a medida que aumenta la población en las ciudades también aumenta el consumo de agua, cada vez es más frecuente el uso de artefactos más eficientes en los hogares, diseñándose con la primicia minimizar el gasto doméstico de agua. También se conocen sobre todo en países más desarrollados, la iniciativa de realizar campañas de concientización a la población en cuanto al uso eficiente del agua.

3.2.2. Cobertura

En la Sección 2.2 se calcula la cobertura actual a partir de los datos de conexiones de agua potable y saneamiento proporcionados por OSE. De todo el sistema

¹La dotación para el mes de febrero es menor que la de marzo por la diferencia de cantidad de días considerados.

considerado, Santa Lucía cuenta con el mayor porcentaje de cobertura siendo de 63 %. La coberturas actuales obtenidas se muestran en la Tabla 3.11

Tabla 3.11: Porcentajes de coberturas actuales para cada localidad ².

Localidad	Habitantes Totales	% cobertura actual
25 de Agosto	1.869	18 %
Ituzaingó	754	0 %
Santa Lucía	17.925	63 %
Capurro	647	44 %
18 de Julio	511	0 %

- **Santa Lucía:** Actualmente si bien la ciudad presenta un 63 % de cobertura posee una amplia área geográfica con red, por lo que solo restaría que las viviendas se conecten. Debido a esto se asume una cobertura del 90 % al 2050.
- **25 de Agosto:** se asume la ampliación de red aumentando la cobertura de población saneada por red en un 80 %. Con excepción de las viviendas ubicadas sobre la zona inundable, donde se considera que son saneadas mediante pozos impermeables y posterior recolección por barométrica.
- **Capurro:** Actualmente se tiene un porcentaje de cobertura del 90 % aproximadamente, conformada por un 44 % de red de OSE y un 45 % de cobertura mediante sistema MEVIR. Se asume que el sistema permanecerá con la misma población saneada mediante red colectora de OSE y lagunas MEVIR mencionados anteriormente y la restante es saneada mediante pozos filtrantes con limpieza anual.
- **Itunzaingó y 18 de Julio:** Se asume que son saneados mediante pozos filtrantes y recolección mediante camión barométrica con frecuencia anual³.

A continuación en las Tabla 3.12 y Tabla 3.13 se muestra la población de diseño considerada para el inicio y fin de proyecto. Donde solamente Santa Lucía, 25 de Agosto y Centro CEREMOS contribuyen al caudal doméstico de la PTAR a través de red convencional. El resto conforma el aporte por barométricas y se muestra en mejor detalle en la Sección 3.2.5.2.

¹No se incluye cobertura por sistemas MEVIR.

²No se incluye cobertura por sistemas MEVIR.

³De acuerdo a los criterios que se encuentra impulsando Dirección Nacional de Aguas (DINAGUA) y la Secretaria Nacional de Agua, Ambiente y Cambio Climático (SNAACC). Estableciendo que para aquellas localidades con una densidad de población menor a 20 hab/Ha, es factible considerar sanear las viviendas mediante pozos filtrantes.

⁴Se considera que la población saneada por barométrica en la actualidad posee pozos filtrantes por lo que aporta con una dotación de 15 L/d según criterios de OSE.

⁵Existen 2013 habitantes de Capurro saneados por red que no aportan a la PTAR.

⁶Se considera que los pozos filtrantes regularizados tienen una frecuencia de limpieza anual.

⁷Existen 2013 habitantes de Capurro saneados por red que no aportan a la PTAR.

Tabla 3.12: Saneamiento para cada localidad al año 2020.

Localidad	Red convencional	Red Efluyente decantado	Pozos filtrantes ⁴	Pozos impermeables	Sub total
Santa Lucía	11.293	-	6.632	-	17.925
25 de Agosto	336	-	1.533	-	1.869
Capurro	-	382	756	-	647 ⁵
Ituzaingó	-	128	570	-	754
18 de Julio	-	-	511	-	511
CEREMOS	850	-	-	-	850
Población Total 2020					22.752

Tabla 3.13: Saneamiento para cada localidad al año 2050.

Localidad	Red convencional	Red Efluyente decantado	Pozos filtrantes ⁶	Pozos impermeables	Sub total
Santa Lucía	18.995	-	-	2.338	21.105
25 de Agosto	1.570	-	165	227	1.962
Capurro	-	382	756	-	1.352 ⁷
Ituzaingó	-	128	570	-	698
18 de Julio	-	-	627	-	627
CEREMOS	850	-	-	-	850
Población Total 2050					26.594

3.2.3. Coeficiente de retorno

El coeficiente de retorno es el cociente entre el agua consumida por la población y la vertida al colector. Para determinarlo es necesario contar con datos diarios de agua disponible y caudales afluentes a la planta de tratamiento. Debido a que no se dispone de estos datos se asume un valor teórico. Este parámetro puede encontrarse entre un 50 y 90 % (Alem & Tomoyuki, 2000), sin embargo para localidades del interior del país OSE utiliza valores de 80-90 % (Huertas, 2019). Se decide utilizar el valor máximo de 90 %, de forma de ubicarse del lado de la seguridad.

3.2.4. Coeficientes de pico

3.2.4.1. Coeficiente de pico diario K_1

El coeficiente de pico diario se define como el cociente entre el caudal diario máximo y promedio de agua elevada hacia el sistema de distribución a lo largo de un año. Usualmente OSE asume un valor de 1,5 para este parámetro (Huertas, 2019).

Este coeficiente es necesario ya que las unidades de tratamiento de la planta se deben dimensionar para el caudal máximo diario al final del periodo de previsión, el cual se calcula como $Q_D = \frac{Q \times P \times K_1 \times C_r}{24 \text{ hs}}$

Se busca calcular este parámetro para compararlo con el valor típico y ver cuan adecuado es para la población en cuestión.

Debido a la limitación en la disponibilidad de datos se realiza el análisis únicamente para una porción de Santa Lucía, la cual se encuentra parcialmente sectori-

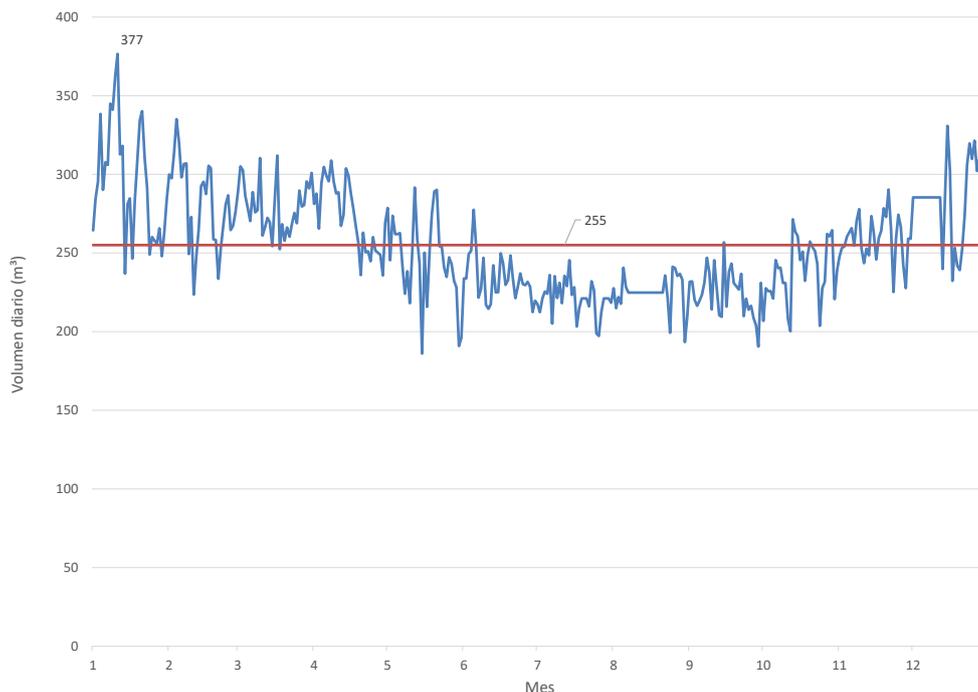


Figura 3.7: Variación de caudales en el sector 1 de Santa Lucía en el año 2018.

zada.

La información proporcionada por (Apolo, 2019) consta de una serie de datos de caudal instantáneo cada 5 minutos registrados por el macro medidor a la entrada del sector en el año 2018. A continuación se describe el procedimiento de análisis.

En primer lugar se descartan los datos de los días en los que el medidor haya tenido períodos fuera de servicio. Luego se calcula el acumulado diario suponiendo el caudal constante dentro de cada período de 5 minutos. Para los días cuyos datos fueron descartados se asume el caudal diario promedio del mes.

Habiendo obtenido los caudales diarios se calcula el máximo y el promedio del año. El K_1 se obtiene como el cociente de los anteriores (K_1^*), estos valores se muestran en la Tabla 3.14.

Tabla 3.14: Valores obtenidos para el K_1 .

	Unidad	Valor
Promedio	m ³ /d	255
Máximo	m ³ /d	377
K_1^*	-	1,48

Se observa que el valor obtenido es muy cercano al 1,50 utilizado por OSE, por esta razón se considera correcto el uso del valor típico y se lo utiliza para el diseño.

$$K_1 = 1,50$$

3.2.4.2. Coeficiente de pico horario K_2

El coeficiente de pico horario K_2 se define como el cociente entre los caudales horarios máximo y medio consumidos en un día tipo. Es necesario para hallar el caudal máximo horario en el día de mayor consumo al final del periodo de previsión. Este caudal es utilizado para el diseño de las conducciones y las unidades de pre-tratamiento. Al igual que con el K_1 usualmente OSE asume este parámetro como $K_2 = 1,50$ (Huertas, 2019).

Para su determinación se utiliza la misma serie de datos del sector antes mencionado. A continuación se describe el procedimiento de análisis.

En primer lugar se descartan los datos de los días en los cuales la serie se encuentra incompleta, y asumiendo caudal constante en los períodos de 5 minutos se calculan los acumulados horarios. Contando con los caudales horarios se calcula para cada día del año el cociente entre el caudal horario máximo y promedio del día.

Se observan varios valores fuera del rango esperado, para estos se realizó un análisis viendo los caudales a lo largo del día y se observa que los mismos no presentan las distribuciones típicas, además se observa que estos valores se dan en período invernal. Por lo tanto, en vista que este parámetro se utiliza para conocer el caudal máximo horario y por ende en el día de mayor consumo (período estival) se decide omitir estos valores.

Por último se promedian los valores de cada día obteniéndose $K_2^* = 1,51$. Por su similitud con este se considera válido el valor típico utilizado por OSE, el cual se asume para el diseño.

$$K_2 = 1,50$$

3.2.5. Caudal doméstico

El caudal doméstico a considerar es la suma del agua residual proveniente de la red de saneamiento y los aportes de barométricas de la población no saneada por red.

El aporte por red está dado por las redes provenientes de la ciudad de Santa Lucia, la localidad de 25 de Agosto y el aporte de Centro CEREMOS. Mientras que los aportes por barométricas provienen del resto de Sana Lucia, 25 de Agosto y las localidades de 18 de Julio, Ituzaingó y Capurro.

Si bien a los efectos del diseño interesa el máximo caudal (2050) se hace necesario un análisis de verificación con los caudales al inicio de operación (2020), por dos razones. La primera, el sistema deberá ser capaz de recibir y tratar los caudales de agua residual al inicio de la operación, cumpliendo con los estándares de vertido impuestos y por otro lado se deberá evaluar la necesidad de proyectar el sistema en etapas, en función de los caudales al inicio y final de período.

3.2.5.1. Aporte por red de saneamiento

Con los parámetros obtenidos en las secciones anteriores se procede a calcular un caudal doméstico según Ecuación 3.8.

$$Q_{\text{med,d}} = P_{\text{TOTAL}} \times Cob \times Dot \times C_r \quad (3.8)$$

Tabla 3.15: Aporte de caudales por red de saneamiento de Santa Lucía.

Parámetro	Unidades	2020	2050
$P_{\text{serv.}}$	hab	17.925	21.105
Dot	L/hab · d	170	170
Cob	%	63	90
C_r	-	0,9	0,9
$Q_{\text{med,d}}$	L/s	19,9	33,6

Tabla 3.16: Aporte de caudales por red de saneamiento de 25 de Agosto.

Parámetro	Unidades	2020	2050
$P_{\text{serv.}}$	hab	1869	1962
Dot	L/hab · d	170	170
Cob	%	18	80
C_r	-	0,9	0,9
$Q_{\text{med,d}}$	L/s	0,6	2,8

Adicionalmente se debe sumar el aporte de Centro CEREMOS. Finalmente el caudal doméstico total proveniente de red convencional se muestra en la Tabla 3.17

Tabla 3.17: Caudal doméstico proveniente de la red convencional del sistema.

Parámetro	Unidad	2020	2050
$Q_{\text{med,d}}$	L/s	22,0	37,9

3.2.5.2. Aporte por barométricas

Actualmente, la PTAR existente recibe las aguas residuales provenientes de la limpieza de los pozos saneados por barométrica de la ciudad de Santa Lucía y las localidades 25 de Agosto, Ituzaingó, 18 de Julio y Capurro.

Inicialmente para obtener un valor de caudal de barométricas se considera la posibilidad de evaluar los camiones que ingresan a diario. Los datos suministrados por OSE se muestran en el Apéndice C. Del análisis hecho se concluye que la frecuencia de descarga de barométricas es de un camión al día. Dicho valor no es congruente con la cantidad de habitantes que saneados por barométrica actualmente, por esta razón se descarta dicha información.

Por esta razón se decide calcular los aportes en base a la población que no cuenta con saneamiento por red. Se asume entonces un escenario en el cual la población

saneada por barométricas de Santa Lucía y 25 de Agosto aportan con la dotación característica para sistemas estáticos considerados en los criterios de OSE ⁸

El caudal de aporte resultante se muestra en la Tabla 3.18

Tabla 3.18: Descargas semanales por vaciado de pozos provenientes de Santa Lucía y 25 de Agosto.

	Unidades	2020	2050
Población	hab	9.353	2.338
Dotación	L/hab.d	15	150
$Q_{med,d}$	m^3/d	126	316
Descargas semanales	#	89	221

A su vez para el resto de las localidades se considera que la población no saneada por red posee pozo filtrante al que se le realiza una limpieza anual de los barros decantados, de acuerdo a los criterios propuestos por la SNAACC. En la Tabla 3.19 se cuantifica dicha población y se calcula la cantidad de camiones adicionales que se requiere para la solución planteada.

Tabla 3.19: Descargas semanales adicionales de pozos filtrantes con limpieza anual provenientes de 18 de Julio, Ituzaingó y Capurro.

	Unidades	2020	2050
Población	Hab	510	2.629
Viviendas	#	179	905
Descargas semanales	#	2	9

Para obtener la cantidad de camiones necesarios para suplir la demanda se considera:

- Capacidad de los camiones $10 m^3$.
- Turnos de seis horas.
- Dos turnos de lunes a viernes y un turno los sábados.
- Cada camión vacía dos pozos antes de descargar.
- Cada camión realiza seis descargas por turno.

Con los valores obtenidos en la Tabla 3.20, se obtiene el aporte por barométricas mostrado en la Tabla 3.21.

Finalmente sumando los aportes por red y por barométrica el caudal doméstico resulta en los valores mostrados en la Tabla 3.22.

⁸Según datos brindados por OSE la dotación de la población saneada por barométricas ronda en los 15 L/hab.día. Este valor sugiere que gran parte del agua residual infiltra en el terreno.

Tabla 3.20: Camiones necesarios.

	2020	2050
# Descargas semanales	91	230
# Camiones necesarios	1,5	3,5
# Camiones previstos	2	4

Tabla 3.21: Caudal de barométricas.

	2020	2050
Descargas diarias	17	42
Capacidad de los camiones	10	10
$Q_{med,d}$ [L/s]	2,0	2,9

Tabla 3.22: Caudal doméstico.

	Unidad	2020	2050
$Q_{med,d}$	L/s	22,1	37,9

3.2.6. Caudal de infiltración

Se considera al caudal de infiltración Q_{inf} como el agua que ingresa a los colectores desde el suelo, a través de sus paredes, juntas y conexiones defectuosas.

Para su determinación más precisa, la práctica recomendada es realizar mediciones y otros relevamientos en campo. En caso de realizar dichas mediciones, habría que considerar:

- Datos de suelos y comportamiento hidráulico de los mismos.
- Ubicación y comportamiento de la napa freática.
- Relevamiento de sistemas existentes:
 - Chequeo de roturas en colectores (paredes y juntas) y conexiones clandestinas.
 - Chequeo de pérdidas en sistemas de Agua Potable (AP), ya que parte de las pérdidas del sistema de AP puede infiltrar al terreno y aportar al Q_{inf} (la otra parte puede subir a superficie y aportar directo al sistema de pluviales).
- Medición del caudal nocturno en la PTAR.⁹

Dado que no se cuenta con los datos previamente mencionados, se procede a calcular el caudal de infiltración de forma teórica¹⁰, utilizando tasas de infiltración por kilómetro de red según la antigüedad de la misma.

⁹Asumiendo la hipótesis de que el caudal nocturno está mayoritariamente integrado por agua de infiltración

¹⁰El relevamiento para obtener dichos datos escapa al alcance del proyecto.

De acuerdo a los criterios de OSE para el dimensionado de redes el caudal de infiltración se asume como 0,20 L/s·km para redes nuevas y 0,40 L/s·km para redes viejas, pudiendo justificarse valores de 0,30 dependiendo de la ubicación de la napa freática y la geología de la zona (OSE, 2019c).

A su vez el uso de los criterios utilizados para el dimensionado de colectores en el diseño de las plantas de tratamiento conduce al sobredimensionado de las unidades hidráulicas, en particular de los sedimentadores (Huertas, 2019). En vista de lo anterior se decide limitar la tasa de infiltración a un máximo de 0,30 L/s·km.

Debido a la falta de información sobre la red actual se decide utilizar el valor máximo de 0,30 L/s·km para el inicio de operación. Por otro lado se utiliza un valor más ajustado de 0,20 L/s·km para el año 2050 en el entendido de que en este período debería existir reposición de redes.

A su vez se comparan las tasas elegidas con los valores obtenidos en un estudio realizado en Montevideo (ARTELIA, Halcrow, RHAMA & CSI, 2016), donde a partir de mediciones en puntos de la red se obtuvieron tasas de infiltración. De estos datos se consideraron únicamente los correspondientes a sistemas separativos, en los que las tasas se ubicaban entre 0,16 y 0,36 L/s·km.

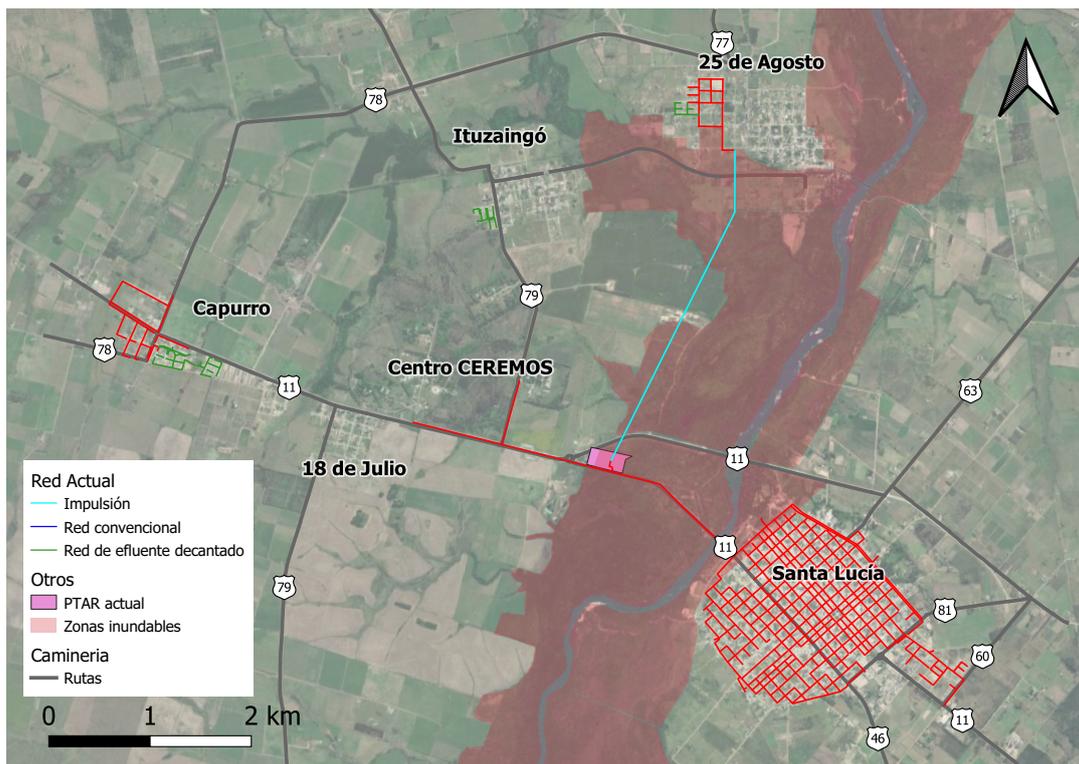
En las Figuras 3.8a y 3.8b se muestran las redes actual y futura del sistema, respectivamente, y en la Tabla 3.23 se exhiben los kilómetros de las mismas. Al multiplicar esos valores por sus respectivas tasas de infiltración, se obtienen los valores de caudal de infiltración (Q_{inf}) presentados en la Tabla 3.24.

Tabla 3.23: Kilómetros de red en localidades del sistema [km].

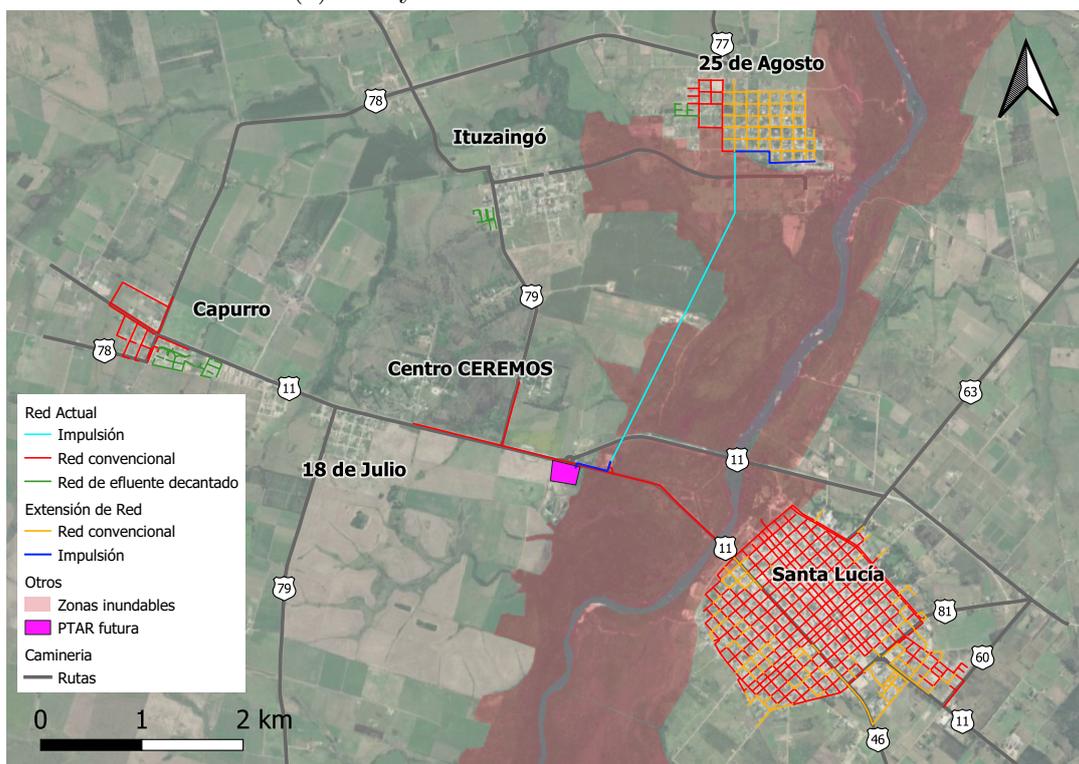
Localidad / Año	2020	2050
Santa Lucía	54,26	67,63
25 de Agosto	6,80	18,88
CEREMOS	2,69	2,69
Total	63,75	88,20

Tabla 3.24: Caudales de infiltración obtenidos.

Parámetro	Unidad	Año	
		2020	2050
Longitud de red	km	63,75	88,20
Tasa de infiltración	L/s·km	0,30	0,30
Q_{inf}	L/s	19,1	17,6



(a) Red y ubicación de la PTAR actual.



(b) Red y ubicación de la PTAR futura.

Figura 3.8: Redes del sistemas actual y futuro.

3.2.7. Intrusión pluvial

Debido a que el saneamiento está a cargo de OSE y el manejo de los pluviales a cargo de la intendencia correspondiente, todos los sistemas en la zona son separativos. Por esta razón no debería existir ingreso de aguas pluviales a la red de colector. Sin embargo, en tiempos de lluvia el caudal de entrada a la red de colectores crece significativamente debido a la intrusión pluvial, siendo este muy superior al caudal doméstico.

La intrusión pluvial corresponde al conjunto de aguas de origen pluvial que alcanzan a llegar a la red colectores a través de las conexiones pluviales clandestinas internas o externas a las viviendas, el ingreso por tapas rotas de registros en zonas bajas, entre otros.

La planta actual cuenta con una línea de bypass en el ingreso, previo a la canaleta Parshall, que se abre cuando llueve. Adicionalmente se cree que existe ingreso de agua del río por medio de las tapas de los registros en la tubería que comunica Santa Lucía con la PTAR (Luciano, 2019b).

Por estas razones no se cuenta con mediciones de caudal en tiempo húmedo que permitan estimar el caudal pluvial. A los efectos de poder realizar una estimación del caudal debido a la intrusión pluvial, se utiliza el método Racional considerando un tiempo de retorno de 2 años y de duración igual al tiempo de concentración. Siendo:

$$Q_{PLUV} = \frac{C.i.A}{360} \quad (3.9)$$

Donde:

- Q_{PLUV} : Máximo caudal de escurrimiento (m^3/s)
- C: Coeficiente de escurrimiento
- i: Intensidad de precipitación (mm/h)
- A: Área neta de aporte (Ha)

La intensidad de precipitación se calcula a partir de las curvas de Intensidad-Duración-Frecuencia (Curvas IDF). El valor de $P_{3,10}$ para la zona de emplazamiento del proyecto es 81 mm.

El valor de $P_{3,10}$ se corrige luego según la duración de la lluvia adoptada y según el período de retorno seleccionado.

Entonces:

$$P_{d,T_r} = P_{3,10} \cdot CT(T_r) \cdot CD(d) \quad (3.10)$$

Donde: $CT(T_r)$ es el coeficiente de corrección según el período de retorno:

$$CT(T_r) = 0,5786 - 0,4312 \log \left[\text{Ln} \left(\frac{T_r}{T_r - 1} \right) \right] \quad (3.11)$$

y $CD(d)$ es el coeficiente de corrección según la duración de la lluvia:

$$CD(d) = \frac{0,6208 \cdot d}{(d + 0,0137)^{0,5639}} ; \quad d < 3h \quad (3.12)$$

$$CD(d) = \frac{1,0287 \cdot d}{(d + 1,0293)^{0,8083}} ; \quad d > 3h \quad (3.13)$$

Luego:

$$i = \frac{P_{d,Tr}}{d} ; \quad \text{donde la duración se toma igual al tiempo de concentración.} \quad (3.14)$$

El tiempo de concentración se calcula:

$$t_c = t_{entrada} + t_{transito} \quad (3.15)$$

Donde el tiempo de entrada es el tiempo que transcurre desde que el agua cae en el techo o patio hasta que ingresa al colector, la gota que recorre el camino más largo. Se asume un tiempo de 15 minutos. El tiempo de tránsito se calcula a partir de la longitud del colector y de una velocidad promedio de 1,5 m/s (TAHAL-OSE, s.f.). Cuando se tiene la confluencia de varios colectores principales se toma como tiempo de concentración el tiempo de tránsito que resulte mayor entre los mismos. Los resultados obtenidos para la intensidad de precipitación se muestra en Tabla 3.25.

Tabla 3.25: Intensidad de precipitación por el método racional.

	Unidad	Santa Lucía	25 de Agosto
Longitud de red	km	3,2	1,1
$T_{entrada}$	min	15	15
$v_{prom,red}$	m/s	1,50	1,50
$T_{transito}$	min	35,6	11,9
T_c	min	50,6	26,9
$d=T_c$	h	0,84	0,45
Tr	años	2	2
$P_{3,10}$	mm	81	81
$CT (Tr)$	-	0,65	0,65
$CD (d)$	-	0,57	0,43
$P_{d,Tr}$	mm	29,9	22,6
i	mm/h	35,5	50,3

Para determinar el área neta de aporte se utiliza el área bruta de la zona del proyecto que se considera toda aquella superficie donde hay una red de colectores de saneamiento. Esta área incluye calles, espacios públicos y jardines y es corregida por una serie de factores que se detallan a continuación. Como primer coeficiente de corrección se tiene el porcentaje C1 que ocupan las manzanas dentro del área total, es decir, sin las calles.

En segundo lugar se corrige por el porcentaje de impermeabilización C2. Para determinar el mismo y con el objetivo de identificar las diferentes zonas de uso y ocupación de suelo dentro la zona de estudio, se realizó una interpretación mediante imágenes satelitales (Visualizador QGIS). Se agruparon en dos clases aquellas zonas que se observaron con un aspecto similar teniendo en cuenta que las zonas donde

predomina el color blanco, se asocian a áreas de mayor impermeabilidad y zonas donde hay alternancia en color blanco y verde, se asocian a zonas no tan urbanizadas de impermeabilidad media. Luego, se toman manzanas representativas de cada clase identificada y se le asocia un coeficiente de impermeabilización. Se tiene entonces un área bruta corregida. Esto es:

$$A1 = C1.C2 \quad (3.16)$$

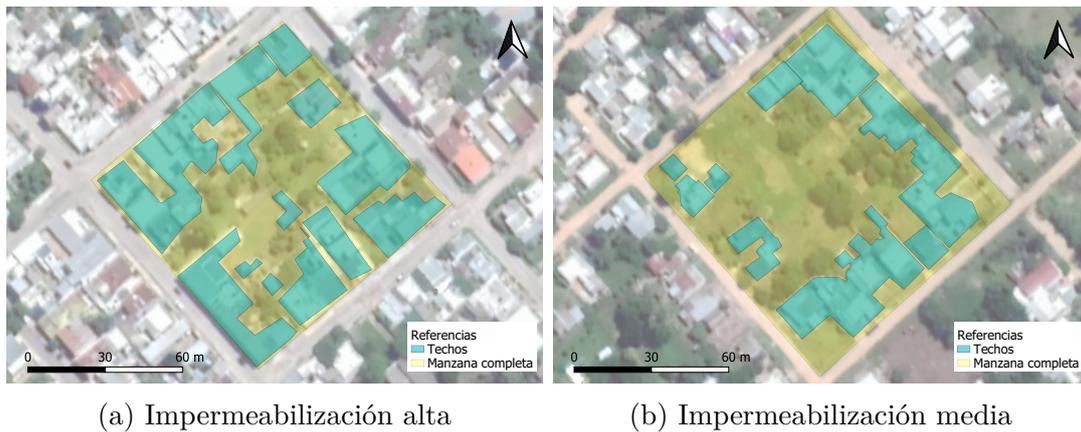


Figura 3.9: Interpretación mediante imágenes satelitales de manzanas tipo

Es necesario además realizar una estimación del porcentaje de predios con conexiones pluviales clandestinas A2. Es el porcentaje de predios cuyos desagües pluviales se encuentran conectados clandestinamente a la red de colectores separativa. El porcentaje se mantiene a lo largo del período de proyecto y se aplica para la red actual y futura. El porcentaje de clandestinidad depende de la zona de estudio y una forma de obtener valores confiables es realizando relevamientos de campo donde se inspeccionan las instalaciones de las viviendas. A los efectos de este estudio se toman valores de referencia indicados en (TAHAL-OSE, s.f.) donde valores razonables rondan entre el 5% y 10%. Para los cálculos se toma un valor de 10% para las zonas de alta impermeabilidad y 7% para las de media. Finalmente el área neta de aporte es calculada como:

$$A = A1.A2$$

En la Tabla 3.26 se muestran las áreas de aporte obtenidas para Santa Lucía y 25 de Agosto.

Para determinar los caudales máximos se utiliza un coeficiente de escorrentía para cobertura de áreas con concreto/techo/asfalto asociado a un $Tr=2$ años de acuerdo a (Chow, Miadment & Mays, 1994). Los parámetros utilizados y resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.27

Los resultados obtenidos de caudal pluvial total considerando Santa Lucía y 25 de Agosto, así como su relación con el caudal de diseño de la PTAR se muestran en la Tabla 3.28.

Finalmente y como conclusión se observa que el aporte por intrusión pluvial a la red de colectores es significativamente superior al caudal pico de la planta. Debido

Tabla 3.26: Áreas de aporte pluvial

Grado de Impermeabilización	Unidad	Santa Lucía		25 de Agosto	
		Alto	Medio	Alto	Medio
Área manzana Tipo	ha	0,92	1,04	0.92	1.04
Área Impermeable	ha	0,52	0,37	0.52	0.37
% Impermeabilidad	-	56 %	35 %	56 %	35 %
% Conexiones clandestinas	-	10 %	7 %	10 %	7 %
Áreas Saneadas 2020	ha	174,5	76,4	6,1	4.8
Áreas Saneadas 2050	ha	206,1	131,9	15.4	32.8
Área de aporte 2020	ha	9,7	1,9	0.3	0,1
Área de aporte 2050	ha	11,5	3,3	0.9	0,8
Total 2020	ha	11,6		0,5	
Total 2050	ha	14,7		1,7	

Tabla 3.27: Aplicación del método racional y caudales obtenidos

		2020		2050	
		Santa Lucía	25 de Agosto	Santa Lucía	25 de Agosto
A	ha	11.61	0.46	14.74	1.67
C	-	0.74	0.74	0.74	0.74
i	mm/h	35.5	50.3	35.5	50.3
Q_{Pluv}	L/s	847.7	47.1	1076.3	172.2
$Q_{Pluv,total}$	L/s	894.7		1248.5	

Tabla 3.28: Caudales de intrusión pluvial obtenidos y relación con el caudal de diseño

	Unidades	2020	2050
Q_{Pluv}	L/s	894.7	1248.5
$Q_{Max h}$	L/s	69,8	105,9
Relación	-	13	12

a esto, la red debe ser diseñada para aliviar en tiempo húmedo, de lo contrario se debería construir una red de colectores con diámetros mayores, elevando los costos.

3.2.8. Aportes de industrias

Para la contribución de aportes industriales, primero se identifican las industrias próximas a la zona de estudio. Para ellos se consultó en el Sistema de Información Ambiental del MVOTMA, y se presenta en la Figura 3.10.

Sacando la planta de tratamiento de OSE y la planta potabilizadora, solo quedan tres industrias, dos de ellas se dedican a la elaboración de chazinados y son de pequeño porte ubicadas en Capurro y 18 de Julio, la tercera es MANTEX, que se dedica a la elaboración de grasa vacuna. OSE no cuenta con datos de caudal pero sí con datos de consumo de agua potable de dicha industria, siendo en promedio para el año 2018 $V = 77 \text{ m}^3/\text{mes}$, como se muestra en la Figura 3.11, por lo que dicho



Figura 3.10: Vertidos dentro de la zona de estudio

volumen se considera despreciable a los efectos de aportes de origen industrial. Cabe aclarar que dado que el consumo de agua facturado parece ser bajo, se desconoce si MANTEX tiene alguna otra fuente de abastecimiento.

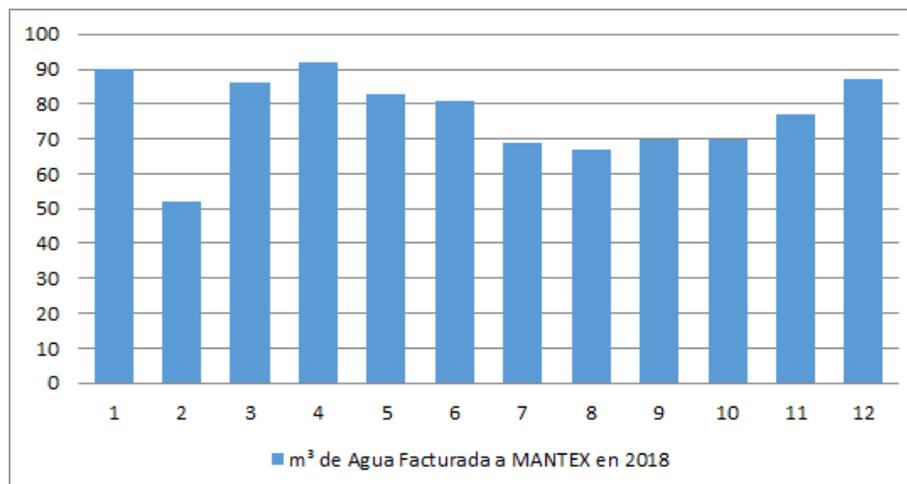


Figura 3.11: Volumen de agua mensual facturada a MANTEX durante el 2018.

3.2.9. Caudales proyectados

El caudal de diseño está dado por la suma de los caudales domésticos y los caudales de infiltración a la red. El sistema actual no recibe grandes aportes provenientes

de las industrias por lo que no se consideran en el análisis. Por otro lado, tampoco se consideran los aportes de caudales por pluviales ya que los mismos son foco de análisis para diseñar el sistema de alivio. Los caudales de diseño para inicio y fin de período se muestran en la Tabla 3.29.

Caudal	Unidades	2020	2050
$Q_{\text{máx,d}}$	L/s	52,0	77,1
$Q_{\text{máx,h}}$	L/s	68,9	105,9

Tabla 3.29: Caudales de diseño.

3.3. Caracterización del agua residual

Con el objetivo de determinar las características del agua residual, es necesario realizar una evaluación de los parámetros físicos, químicos y biológicos que se encuentran en la misma. Por un lado, el agua residual proveniente de la red de saneamiento y por otra parte el que llega a la planta a través de los camiones barométricos.

Debido a que en la actualidad existe una planta de tratamiento, se entiende conveniente caracterizar el afluente a la misma, ya que este sería el mismo que el afluente a la nueva planta. Para ello se solicitó a OSE los datos históricos disponibles de monitoreos. Los mismos son mostrados en la Tabla 3.30. Estos no se consideran suficientes para realizar una caracterización debido a la poca cantidad de análisis y alta heterogeneidad..

Tabla 3.30: Monitoreos de afluente a la PTAR de Santa Lucía [2015-2017] (GGA-OSE, 2018).

Fecha de extracción	pH	DBO [mg/L]	DQO [mg/L]
27/05/2015	7,3	137,0	409,0
11/11/2015	7,5	143,0	269,0
25/05/2016	7,6	237,0	380,0
16/11/2016	7,4	149,0	248,0
31/05/2017	7,5	87,0	115,0
22/11/2017	7,6	65,0	75,0
Máxima	7,6	237,0	409,0
Mínima	7,4	65,0	75,0
Promedio	7,5	136,3	249,3

Debido a la imposibilidad de realizar una caracterización del efluente a la planta actual, se decide utilizar los datos de calidad de una ciudad con características similares, bajo la hipótesis de que no existen diferencias significativas entre ambas. Para ello se decide utilizar, por su cercanía y porte similar la ciudad de Canelones. Los resultados del monitoreo en el ingreso a la PTAR de esta ciudad se muestran en el Apéndice D. La serie de datos obtenida contiene 36 análisis de muestras simples y abarcan el período 2010 a 2016. A continuación se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 3.31: Monitoreos de efluente bruto PTAR Canelones [2010-2016] (GGA-OSE, 2018).

Parámetro	pH	DBO _{5,20} [mg/L]	DQO [mg/L]	NH ₄ ⁺ [mg/L]	NTK [mg/L]	PT [mg/L]
Máxima	7,9	424	900	47	52	6
Mínima	7,1	28	100	1	34	4
Promedio	7,5	178	338	23	42	5

Se observó una amplia variación del parámetro DBO. Destacándose dos datos con valores superiores a 2000 mg/L, los cuales no tiene sentido que provengan de efluente bruto. Estos no se consideran para el análisis, por su valor se cree que se trata de licor de mezcla del reactor o del afluente al mismo luego de la mezcla con la re circulación de lodos. En la Figura 3.12 se grafican los valores de concentraciones de DBO sin considerar los valores descartados.

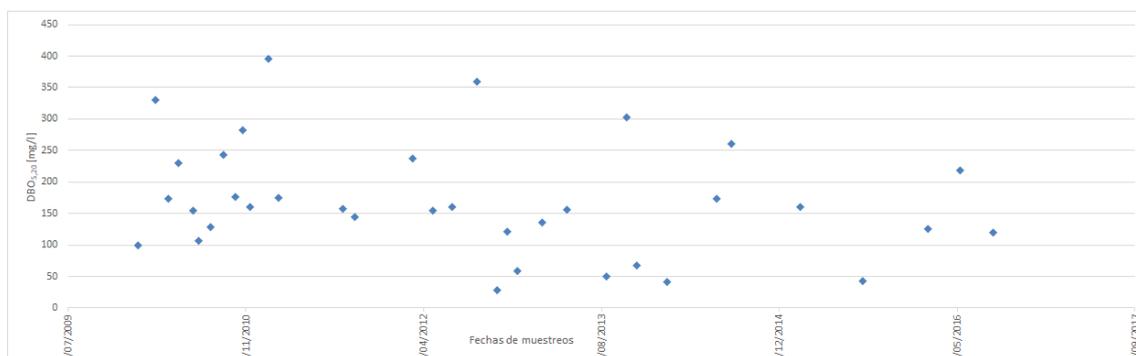


Figura 3.12: Monitoreos mensuales del parámetro DBO en PTAR Canelones.

Con el objetivo de determinar una concentración de permanencia se determinó la curva de porcentajes de permanencia para la DBO ver Figura 3.13. El análisis se realizó sin considerar aquellos valores menores a 100 mg/L, con la hipótesis de que esos valores corresponden a días de lluvia.

Aproximadamente el 95 % de los datos se ubican en el rango de 100-360 mg/L de DBO.

En cuanto a la relación de $\frac{DQO}{DBO}$ se observa que en promedio la relación es de 2,1, valor asimilable a aguas residuales de origen doméstico.

Por otro lado, analizando los nutrientes se puede observar valores promedio de 23 mg/L para el Amonio (NH₄⁺), 42 mg/L para el Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK), se podría decir que equivale a un agua residual con concentraciones intermedias según (López, 2018). En el caso del Fósforo Total (P_T) el valor promedio es de 5 mg/L.

La caracterización realizada da como resultado que para las concentraciones promedio en los parámetros DBO, NH₄⁺ y NTK, se asemejan a las de un agua residual de concentración media. Mientras que para el P_T el valor promedio es más característico de un agua bruta de concentración débil. Por otro lado, la serie analizada no permite caracterizar los Sólidos Suspendidos Totales (SST) ni los Coliformes Fecales (CF). Dado que la mayor parte de los parámetros analizados caen dentro del rango de valores típico de un agua residual de concentración media, se decide considerar

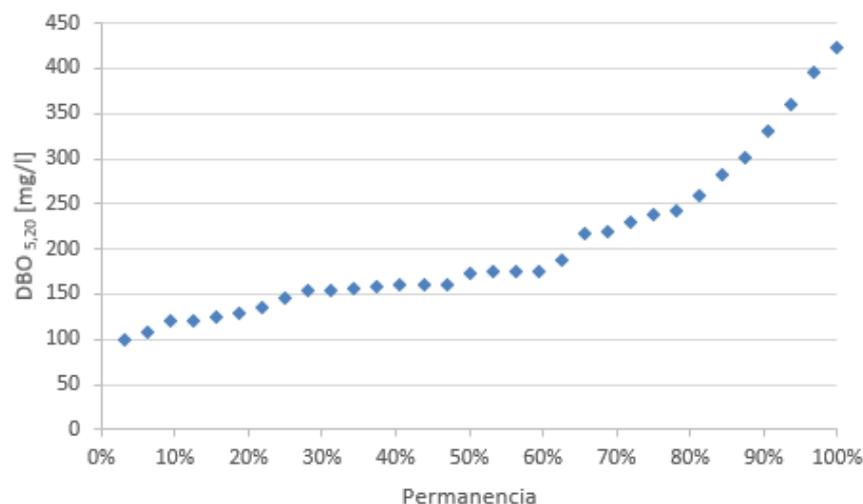


Figura 3.13: Curva de Permanencia de la DBO.

para los parámetros SST y CF dentro del mismo rango. En la Tabla 3.32 se muestran las concentraciones obtenidas según el análisis realizado y la calidad esperada del líquido efluente.

Tabla 3.32: Caracterización del líquido afluente y del efluente y eficiencias de remoción.

Parámetro	Unidades	Valor estándar (253/79)	Afluente	Efluente	Eficiencia de remoción
DBO _{5,20}	mg/L	60	200	10	95 %
SST	mg/L	150	220	40	82 %
NTK	mg/L	10	42	3	93 %
NO ₃	mg/L	20	-	15	-
NH ₄	mg/L	5	-	3	-
P _T	mg/L	5	5	2	60 %
Coliformes Fecales	UFC/100 mL	5000	10 ⁷	10 ³	99,99 %

Para el caso del Nitrógeno Total Kjeldahl y los Nitratos se toma como valores estándar los expresados en la (RM1025/2013, 2013).

Las características de efluente adoptadas surgen de las siguientes consideraciones. En primer lugar los valores deben cumplir con los límites establecidos en la normativa vigente. Adicionalmente, se toma un margen de seguridad, adoptando valores un poco por debajo de dichos límites, teniendo en cuenta que las eficiencias de remoción de la tecnología elegida para el estudio es conocida y respaldada por una vasta bibliografía.

A continuación, en la Tabla 3.33 se muestran las cargas de diseño obtenidas para los caudales antes mencionados.

Parámetro	Carga 2020 [kg/d]	Carga 2050 [kg/d]
DBO	898	1.333
SST	988	1.466
NTK	189	280
P_T	22	33

Tabla 3.33: Cargas de diseño.

Capítulo 4

Comparación de alternativas

Dado que el vertido de la nueva PTAR está planteado en el río Santa Lucía perteneciente a la cuenca homónima, debe cumplir con los estándares de vertido establecidos en la Sección 1.3.

Se selecciona y pre-diseña una tecnología innovadora y se analiza comparativamente respecto a una tecnología utilizada usualmente a nivel nacional.

Como alternativa innovadora se decide por el sistema de tratamiento biológico de bio-masa adherida en lecho móvil (MBBR). Por otra parte, dentro de la práctica nacional se selecciona y realiza también el pre-diseño de un sistema de lodos activados con aireación extendida (LAAE) y desnitrificación, usualmente utilizado por OSE.

Ambas tecnologías se diseñan para 26.600 habitantes con un horizonte de proyecto al año 2050, con caudales máximos diario y horario $Q_{\text{máx,d}} = 92,5 \text{ L/s}$ y $Q_{\text{máx,h}} = 127,7 \text{ L/s}$.

El tratamiento está compuesto por las siguientes etapas:

- Pretratamiento
- Tratamiento secundario
- Tratamiento terciario
- Desinfección UV
- Emisario
- Tratamiento de lodos

Para realizar la comparación de ambas tecnologías de tratamiento se consideran criterios económicos, técnicos y ambientales.

- Criterios económicos: se cuantifica la inversión necesaria para llevar a cabo cada alternativa.
- Criterios técnicos: se evalúan las alternativas desde el punto de vista técnico, identificando para cada alternativa su capacidad de dar una solución integral.
- Criterios ambientales: se evalúa cada alternativa desde un punto de vista ambiental, analizando su impacto sobre el medio ambiente.

Finalmente se realiza un análisis resumen de manera cualitativa recogiendo los puntos más relevantes en los criterios adoptados.

4.1. Criterios económicos

Se realiza una comparación de costos entre las alternativas seleccionadas de forma de poder ver si existen ventajas desde el punto de vista económico. Son considerados los costos de inversión, de operación y mantenimiento hasta el año 2050 utilizando el método de Valor Presente Neto a tasa 4% en dólares¹.

Para realizar la comparación primero se identifican dos grupos de rubros. El primer grupo corresponde a los rubros comparables, que son independientes de qué alternativa o que no significan una gran diferencia de costos entre ellas. Ellos son: las tuberías y accesorios, el sistema de deshidratación de lodos, el sistema de desinfección, el emisario de vertido, el consumo de productos químicos, los locales auxiliares, laboratorios, caminería, parquizado y luminaria, entre otros.

Por otra parte, los rubros no comparables que se consideran en la comparación son: los metrajes de hormigón armados para la construcción de todas las unidades, el metraje de suelos a remover durante la excavación, las hectáreas de terreno a utilizar, equipos electromecánicos requeridos como ser las bombas del pozo principal y las bombas necesarias para la recirculaciones de lodos y nitratos. También se consideran no comparables el sistema de inyección de aire conformado por los soplantes y parrillas difusoras. Por último se consideran los costos de un tamiz rotativo ya que dicho equipo forma parte del pretratamiento de sólo una de las alternativas.

Para el cálculo de los costos se supone que la totalidad de la planta se construye en el 2020, no teniendo en cuenta la modulación mencionada anteriormente.

Tabla 4.1: Precios unitarios de rubros seleccionados para cotizar.

Tipo de costos	Rubros	Precios Unitarios	
		U\$	USD
Inversión	Hectáreas de terreno ocupar	-	7.000
	Metrajes de hormigón armado y colocados	25.000	-
	Metrajes de suelo excavado	3.000	-
	Bomba 1 (EBO)	1.120.000	-
	Bomba 2 (BRL)	920.000	-
	Bomba 3 (BRN)	460.000	-
	Tamiz Rotativo	-	38.700
	Medio de soporte por m ³	-	350
	Soplantes	1.800.000	-
	Difusores	400.000	-
Operación	Potencia en kWh	4	
	Personal para operación y mantenimiento por hs	325	

La información de precios unitarios presentados en la Tabla 4.1 fueron obtenidos de diferentes fuentes:

¹Tasa de descuento brindada por OSE.

- Precio de hectárea: Atlas de la cuenca del río Santa Lucía (DINOT, 2016).
- Metro cúbico de medio soporte para MBBR: SEINCO s.r.l., empresa con experiencia en tratamiento mediante MBBR (Molinolo, 2019).
- Restantes rubros: OSE.

Dentro de los costos de operación se estima el de consumo de energía utilizando el pliego tarifario de UTE vigente a la fecha, considerando el precio para grandes consumidores. Finalmente, el costo de las horas hombre empleadas en la operación y mantenimiento de la planta es un dato proporcionado por OSE. Este costo corresponde a la prestación de servicios de una empresa tercerizada.

Tipo de costos	Rubros	Alternativas	
		LAAE	MBBR
Inversión	Hectáreas de terreno ocupar	21.000	14.000
	Metrajes de hormigón armado y colocados	785.714	335.714
	Metrajes de suelo excavado	321.429	57.857
	Bomba 1 (EBO)	96.000	96.000
	Bomba 2 (BRL)	78.857	10.000
	Bomba 3 (BRN)	39.429	76.800
	Tamiz Rotativo	-	38.700
	Medio de soporte por m ³	-	140.000
	Soplantes	154.286	257.143
	Difusores	34.286	-
Operación anual	Potencia en kWh	96.650	117.913
	Personal para operación y mantenimiento por hs	244.029	

Tabla 4.2: Costos asociados en USD para la inversión inicial y costos de operación y mantenimiento anual.

Alternativas	LAAE	MBBR
Costos de inversión	1.556.714	1.013.229

Tabla 4.3: Costos de inversión inicial en USD.

El costo de inversión inicial calculado a partir de los rubros seleccionados en Tabla 4.2 muestra que el sistema LAAE conlleva consigo una inversión 35 % mayor que el sistema MBBR. Como se puede apreciar en la Tabla 4.2 el costo de la infraestructura para el sistema de lodos activados es 50 % superior al del sistema MBBR, la diferencia radica principalmente en el menor tamaño de los reactores, lo que repercute en una menor superficie a ocupar y un menor movimiento de suelos durante la etapa de construcción. Por otro lado, este último tiene un costo adicional debido a la necesidad de comprar el medio soporte.

Si se consideran los costos de personal operativo y los costos de energía para la etapa de operación y mantenimiento durante la vida útil del proyecto resulta una diferencia del 4 % a favor de LAAE. La diferencia se debe a que, si bien los equipamientos electromecánicos son similares en ambos sistemas, los soplantes requeridos

4. Comparación de alternativas

Alternativas	LAAE	MBBR
Costo total para operación y mantenimiento 2020-2050	5.345.992	5.575.555
Valor Presente Neto		

Tabla 4.4: Costos en USD para operación y mantenimiento período 2020-2050.

por el MBBR son de mayor porte, debido a la potencia de aireación necesaria para llegar a las concentraciones de OD requeridas en cada reactor y la menor eficiencia debida a las burbujas gruesas. Por esto el consumo de energía para la aireación difiere anualmente en un 22 % a favor del LAAE.

En contraposición, el sistema MBBR no requiere recirculaciones de lodos desde el sedimentador hacia la cabecera del sistema, lo que implica una operativa mas simple en comparación. Igualmente se decide calcular los costos de operación suponiendo la misma cantidad de personal que para el sistema de lodos activados. Esto se debe a dos factores: por un lado se agrega el tratamiento de estabilización de lodos y por otro, no se cuenta con experiencia nacional en la operación de sistemas MBBR, lo que podría conllevar una operación mas intensiva de la esperada.

4.2. Criterios técnicos

Se comparan las alternativas desde el punto vista técnico, evaluando la capacidad de dar solución al problema, la robustez y los requerimientos técnicos de la solución.

OSE es la institución responsable por la operación de las plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas en el interior el país. Dicha institución tiene actualmente varios sistemas de lodos activados con aireación extendida en distintas ciudades. Por lo que es una solución probada por parte de la institución. Por lo contrario, los sistemas MBBR aun no son utilizados en el país, al menos en lo que refiere en aguas residuales de origen doméstico. OSE aun no tiene experiencia en la operación de estos sistemas por lo que implicaría capacitación en la operación de los mismos.

La robustez de ambos sistemas se consideran de índoles similares ya que ambas se tratan de plantas de tratamiento del tipo biológico. Si bien el sistema MBBR no requiere recirculación de lodos hacia la cabecera del sistema, reduciendo controles operativos, sí se requiere un tratamiento adicional en los lodos purgados del sistema.

Se evalúa también el grado de dependencia de las tecnologías. Es decir, la necesidad de insumos poco comunes, o la existencia de uno o pocos proveedores de servicio de mantenimientos de equipos. No se encuentran diferencias significativas en este aspecto ya que la gran parte de los equipos son comunes a ambas tecnologías por lo que se estaría en igualdad de condiciones.

4.3. Criterios ambientales

En este apartado se realiza un breve análisis de ambas alternativas desde el punto de vista ambiental, identificando en cada fase los aspectos ambientales de relevancia

que permitan diferenciar una alternativa de la otra. El proyecto en cuestión es la construcción y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales de origen doméstico y para ambas tecnologías de tratamiento se identifican las fases exhibidas en la Figura 4.1.

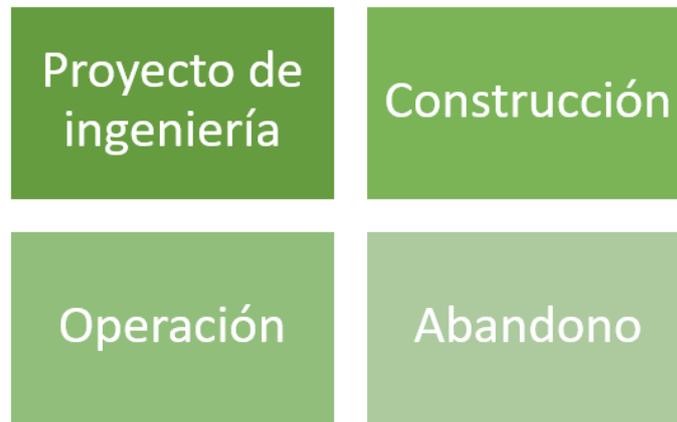


Figura 4.1: Fases del proyecto.

4.3.1. Fase de proyecto de ingeniería

Para esta fase se identifica la actividad expropiación de la tierra para la construcción de la planta. Dado que OSE cuenta con un predio, no es pertinente el análisis. De todas formas, es relevante notar que la alternativa de tratamiento MBBR presenta una ventaja frente a la de lodos activados ya que del prediseño realizado surge que la superficie de terreno a ocupar por la primera es un 50 % menor que la segunda, repercutiendo en un impacto menos significativo ya que la superficie de terreno donde se modifica el uso de suelo sería de menor magnitud.

4.3.2. Fase de construcción

La fase de construcción involucra la obra propiamente dicha. Del prediseño realizado surge que las alternativas difieren de forma importante en porte, principalmente en el área a ocupar y el volumen de los reactores. Esto impacta de forma directa en la obra civil en varios aspectos. Por un lado, el MBBR presenta ventaja frente al lodos activados ya que la limpieza de terreno y los volúmenes de excavación a realizar son menores, minorando el potencial impacto ambiental intrínseco a la actividad que se está realizando. Por otro lado, los volúmenes de hormigón a utilizar en cada alternativa difieren en forma significativa. Siendo que para el MBBR se necesita casi un 40 % menos en comparación con lodos activados, lo que implica un menor consumo de materia primas y un menor flujo de tránsito inducido a la zona de obra.

Del análisis preliminar realizado, la alternativa de construir una planta MBBR presenta ventajas frente a la de lodo activados. De todas formas, el análisis del diseño completo donde se incluyan todos los componentes propios de la planta de tratamiento podría modificar este resultado preliminar.

4.3.3. Fase de operación

La fase de operación involucra dos períodos bien definidos: puesta en marcha y operación en régimen. Desde este punto de vista, las alternativas no presentan diferencias significativas ya que ambas se tratan de tratamiento de tipo biológico. El tiempo necesario para la puesta en régimen está dado por el tiempo necesario para generar la suficiente biomasa de microorganismos en los reactores.

Durante el periodo de operación en régimen se identifican los siguientes aspectos ambientales:

- Emisiones líquidas
- Emisiones sólidas
- Emisiones atmosféricas

Las emisiones líquidas hacen referencia al vertido continuo del efluente tratado al río Santa Lucía. Para las alternativas estudiadas no se presentan diferencias significativas ya que las eficiencias de remoción son similares. Es de esperar que en condiciones de operación normal ambas tecnologías lleguen a las eficiencias adoptadas. Por otro lado, las situaciones de contingencia que se pueden identificar en cada una de ellas también son de índoles similares:

- Corte de energía
- Rotura de bombas en el pozo principal
- Tratamiento secundario fuera de servicio
- Desinfección fuera de servicio

Las emisiones sólidas hacen principalmente referencia a los lodos generados en el proceso, encontrándose diferencias entre ambas alternativas. En el tratamiento mediante MBBR los lodos no salen digeridos debido al bajo tiempo de retención celular en los reactores. En contraparte, en lodos activados en modalidad aireación extendida se tiene un lodo más estabilizado debido al elevado tiempo de retención celular. Por esta razón, se incluye en el diseño de la planta con sistema MBBR una línea de tratamiento para la digestión anaerobia de los lodos. Dicho tratamiento resulta en una producción de lodos en peso seco aprox. 30 % menor que en lodos activados.

Las emisiones atmosféricas durante la operación están asociadas a la generación de gas sulfhídrico y mercaptanos en las unidades de tratamiento, principalmente en la zonas de pretratamiento, zona de descarga de barométricas, pozos de bombeo y en la zona de tratamiento de lodos. Para las alternativas seleccionadas no surgen diferencias importantes en cuanto al sistema de pretratamiento aplicado: ambos están conformados por un sistema de rejillas y desarenador. Para el sistema MBBR se considera adicionalmente un tamiz rotativo donde se generan más residuos sólidos.

Una diferencia importante a considerar, es que el sistema MBBR genera gas metano debido a la digestión anaerobia de los lodos. Esta emisión de gas de efecto invernadero debe ser tratada mediante alguna solución factible al proyecto. A los

efectos de esta primera etapa se considera que el gas es quemado, pero en una segunda instancia se estudiará en detalle este aspecto.

En cuanto a la generación de molestias en el entorno, se evalúa la generación de ruido en los alrededores de la planta. Se identifica como potencial fuente de contaminación sonora a los soplantes, en este aspecto, el MBBR se ve desfavorecido ya que por el sistema implementado se requiere soplantes de mayor porte que LA AE.

4.3.4. Fase de abandono

Se considera poco probable que ocurra el abandono de las instalaciones. De todas formas para las alternativas comparadas no se identifican diferencias significativas. En ambos casos dicha fase estaría asociada al desmantelamiento de las unidades de tratamiento y al reacondicionamiento del predio.

4.4. Evaluación final

En la Tabla 4.5 se muestra un resumen considerando los criterios técnicos y ambientales en conjunto.

A partir de los puntos analizados, desde un punto de vista técnico se puede concluir que MBBR es una alternativa más conveniente, ya que su principal desventaja es la falta de experiencia nacional, que puede ser rápidamente solucionada con capacitación adecuada. Una vez se instaure la práctica del método, va a ser considerado un aporte a la experiencia nacional, ya que provee la posibilidad de realizar ampliaciones de plantas sin necesidad de obra de civil.

Considerando los criterios ambientales, LA AE es una opción más estable, ya que a priori no presenta ninguna dificultad que requiera atención especial, como la generación de olores en MBBR.

Sin embargo, MBBR ofrece la posibilidad de recuperar energía. Si se opera correctamente su problema de olores, en balance global podría también resultar favorable respecto a LA AE.

Tipo	Criterio	LA AE	MBBR
Técnicos	Robustez del sistema	✓	✓
	Experiencia nacional	✓	X
	Solución innovadora	X	✓
	Grado de dependencia	✓	✓
	Necesidad de espacio	X	✓
Ambientales	Emisiones líquidas	✓	✓
	Tratamiento de lodos	✓	
	Producción de lodos		✓
	Generación de olores	✓	X
	Recuperación energética	X	✓

Tabla 4.5: Resumen de comparación cualitativa de ambas alternativas.

Bibliografía

- Alberston, O. E. (1994). Sludge Hopper Design for Activated Sludge Clarifiers. *Enviro Enterprises, Inc.*
- Alem, P. & Tomoyuki, M. (2000). *Coleta e Transporte de Esgoto Sanitario.*
- Amorín, C. & Larghero, S. (2015). *Informe de situación de las medidas que se están implementado para el aseguramiento de la potabilización del agua del sistema de abastecimiento de Montevideo y Laguna del Sauce.* MVOTMA.
- Apolo, G. (2019). Entrevista con el Ing. Gabriel Apolo, gerencia de reducción de agua no contabilizada (RANC). OSE. 3 de junio de 2019.
- ARTELIA, Halcrow, RHAMA & CSI. (2016). *Plan Director de Saneamiento y Drenaje Urbano de Montevideo IM - Parte III: Caracterización Sectorial.* IMM.
- ASSE. (2019). Colonias Etchepare y Santín Carlos Rossi, con el 70 % de sus instalaciones remodeladas. Recuperado desde <http://www.asse.com.uy/contenido/Colonias-Etchepare-y-Santin-Carlos-Rossi-con-el-70-de-sus-instalaciones-remodeladas-7813>
- Carozzi, Á. & del Campo, M. J. (2016). *Herramientas para el diseño de los sistemas de tratamiento de remoción de nutrientes.* Dirección Nacional de Medio Ambiente, Ministerio de Vivienda, Ordenamiento Territorial y Medio Ambiente.
- Chow, V. T., Miadment, D. R. & Mays, L. (1994). *Hidrología Aplicada.* McGraw-Hill.
- Dezotti, M., Lippel, G. & Bassin, J. P. (2018). *Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment - Emerging, Consolidated Technologies and Introduction to Molecular Techniques.* Springer.
- Díaz, M. (2019). Entrevista con el Sr. Marcelo Díaz, Encargado de la PTAR actual de Santa Lucía. OSE. 10 de abril de 2019.
- DINAMA. (2013). *Plan de acción para la protección de la calidad ambiental y la disponibilidad de las fuentes de agua potable.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015a). *Estado de situación, Cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015b). *Evolución de la calidad en la cuenca del Santa Lucía, 10 años de información.* MVOTMA.
- DINAMA. (2017). *Monitoreo de Calidad del Agua, Cuenca Río Santa Lucía, Informe 2015.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018a). *Informe Monitoreo de Calidad del Agua de la Cuenca del Río Santa Lucía, Año 2017.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018b). *Plan de Acción para la Protección de la Calidad Ambiental de la Cuenca del río Santa Lucía: Medidas de Segunda Generación.*
- DINAMA & JICA. (2011). *Proyecto Sobre Control de Contaminación y Gestión de la Calidad de Agua en la Cuenca del Río Santa Lucía.*
- DINOT. (2016). *Atlas de la cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.

- Estramil, R. (2019). Entrevista con el Sr. Raúl Estramil, Alcalde de Santa Lucía. Municipio de Santa Lucía, Departamento de Canelones. 10 de abril de 2019.
- GGA-OSE. (2018). *Plan de monitoreo ambiental de sistemas de saneamiento*. Gerencia de Gestión Ambiental, OSE.
- Guido, P. (2019). Entrevista con el M.B.A. Ing. Pablo Guido, Director del Servicio de Estudios y Proyectos de Saneamiento (SEPS) de la Intendencia Municipal de Montevideo (IMM). SEPS, IMM. 3 de junio de 2019.
- HUBER SE. (2011). *Tamiz de tambor rotatorio inclinado ROTAMAT[®] Ro 2 / RPPS*.
- Huertas, J. (2019). Entrevista con el Ing. Javier Huertas, Jefe de Equipo de División Tratamiento de Aguas Residuales. Gerencia de Saneamiento, OSE. 20 de mayo de 2019.
- j. (s.f.). Curvas Intensidad-Duración-Frecuencia. Precipitación de 3 horas de Duración y 10 años de Período de Retorno.
- Johnson, C. & Boltz, J. (2013). Aeration system design in integrated fixed-film activated sludge (IFAS) and moving bed biofilm reactors (MBBR) using stainless steel pipe diffusers, manifold, and down pipes. *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:http://dx.doi.org/10.2175/193864713813685403
- López, J. (2018). Tratamiento de Efluentes. IMFIA, FING - UdelaR. Notas de curso.
- López, J. & D'Angelo, M. (2018). Ejercicios de Ingeniería Sanitaria. IMFIA, FING - UdelaR. Letra de ejercicio.
- Luciano, G. (2019a). Entrevista con el Ing. Gustavo Luciano, Jefe Técnico Departamental de OSE Canelones Oeste. OSE. 15 de mayo de 2019.
- Luciano, G. (2019b). Entrevista con el Ing. Gustavo Luciano, Jefe Técnico Departamental de OSE Canelones Oeste. OSE. 15 de mayo de 2019.
- Mcquarrie, J. & Boltz, J. (2011). Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water environment research : a research publication of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/106143010X12851009156286
- Metcalf & Eddy Inc. (1977). *Tratamiento y Depuración de Aguas Residuales*. Editorial Labor, S.A.
- Metcalf & Eddy Inc., AECOM. (2014). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. McGraw-Hill Education.
- MEVIR. (2019). Datos de diseño y operación de emprendimientos MEVIR. MEVIR.
- Molinolo, J. (2019). Entrevista con el Ing. Julio Molinolo, Gerente de Operaciones de SEINCO s.r.l. SEINCO s.r.l. 14 de junio de 2019.
- Ødegaard, H. (1999). The Moving Bed Biofilm Reactor. *Water Environmental Engineering and Reuse of Water*. doi:10.2175/193864713813685403
- Ødegaard, H. (2006). Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*. doi:10.2166/wst.2006.284
- Ødegaard, H. (2018). *BOD-removal, nitrification and denitrification in MBBR systems*. Advanced course on innovative wastewater treatment and mathematical modelling, Palermo 27.- 30.09.2018.
- Ødegaard, H. (2019). Comunicación personal por correo electrónico.

- Ødegaard, H., Cimbritz, M., Christensson, M. & Poulsen Dahl, C. (2010). Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs). *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/193864710798208368
- OSE. (s.f.). *Plan Director de Agua Potable de Montevideo*. Obras Sanitarias del Estado.
- OSE. (2017a). *Licitación Pública Internacional: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales - Ciudad de Santa Lucía*.
- OSE. (2017b). *Nueva Planta de Tratamiento de Efluentes Domésticos de la Ciudad de Santa Lucía*. Gerencia de Gestión Ambiental. Comunicación de Proyecto.
- OSE. (2019a). *Datos de conexiones de agua potable y saneamiento*. Base Comercial Operativa.
- OSE. (2019b). *Datos de consumo de agua potable*. Gerencia de Reducción de Agua No Contabilizada.
- OSE. (2019c). *Tasas de infiltración para red de colectores de saneamiento*. Gerencia de Saneamiento.
- Reolón, L. (2019). Entrevista con el Ing. Luis Reolón, Director de la División de Evaluación de la Calidad Ambiental. DINAMA, MVOTMA. 3 de abril de 2019.
- RM1025/2013. (2013). Estado de Situación del sistema de saneamiento de la cuenca del Río Santa Lucía. DINAMA MVOTMA.
- Rusten, B., Hem, L. J. & Ødegaard, H. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research*. doi:10.2175/106143095X131204
- TAHAL-OSE. (s.f.). *Proyectos de saneamiento para 75 localidades del interior del país*. Gerencia de Saneamiento.
- WEF. (2005). *Clarifier Design, MOP FD-8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2009). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, MOP 8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2010). *Biofilm Reactors, MOP 35*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2011). *Nutrient Removal, MOP 34*. McGraw-Hill Education.
- Xylem, Inc. (2012). *Aeration Products for Energy-Efficient Biological Treatment*.

Apendices

Apéndice A

Prediseño de sistema MBBR

A.0.1. Configuración adoptada

A continuación se muestra la configuración adoptada y los criterios utilizados para definirla. El caudal de diseño en cada tren para el prediseño es de $Q_D = 2.664 \text{ m}^3/\text{d}$.

Pretratamiento

El diseño elegido incluye rejas finas previas al pozo de bombeo (en el predio de la planta actual) con el fin de proteger los equipos de bombeo. Luego del bombeo, (en el predio de la nueva planta) se ubican un desarenador y un tamiz rotativo de apertura 3 mm. El tamiz puede producir una remoción de entre 25 y 45 % tanto de DBO como de SST, dependiendo de las características del afluente (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Debido a que no se dispone de información para determinar dicho porcentaje, para el diseño se admite el valor mínimo de 25 % para la remoción de DBO ya que este es un parámetro crítico. Por otro para los SST se asume el valor medio del rango, resultando en 35 %. La decisión de no incluir sedimentación primaria se basa en minimizar la necesidad de operación, ya que incluso si utilizara sedimentación primaria sería necesaria la instalación de tamices (de apertura 6 mm).

Reactores

De acuerdo a recomendaciones se deben utilizar al menos dos reactores para remoción de materia orgánica (Ødegaard, 2006). De igual forma se decide utilizar dos reactores para la nitrificación ya que de esta forma el último reactor trabaja siempre con concentraciones de materia orgánica despreciables, lo que aumenta su eficiencia. El diseño elegido consta de dos reactores de forma que en el primero exista una concentración de amonio suficiente para que no sea limitante, siendo las limitantes el oxígeno disuelto y la DBO. En el segundo reactor es posible despreciar la presencia de materia orgánica y calcular su eficiencia como limitado únicamente por la concentración de amonio.

Para decidir la ubicación del reactor de desnitrificación se aplica el siguiente criterio. Se aplica desnitrificación de cabecera en los casos en los que el nitrógeno total en el afluente sea mayor o igual a 30 mg/L y se requiera una eficiencia menor o

igual al 70 %. En caso de no cumplirse alguna de las condiciones anteriores se debe utilizar desnitrificación posterior o combinada. (Rusten, Hem & Ødegaard, 1995).

En este caso dado que no hay nitratos ni nitritos en el afluente, el nitrógeno total es igual al NTK = 42 mg/L. Por otro lado se fijaron como parámetros de salida NH_4^+ = 3 mg/L y NO_3^- = 10 mg/L, lo que resulta en una eficiencia del 64 %. En vista que se cumple con ambos requisitos, se decide el uso de desnitrificación de cabecera. Por recomendaciones se decide dividir el volumen necesario en dos reactores (Ødegaard, 2018).

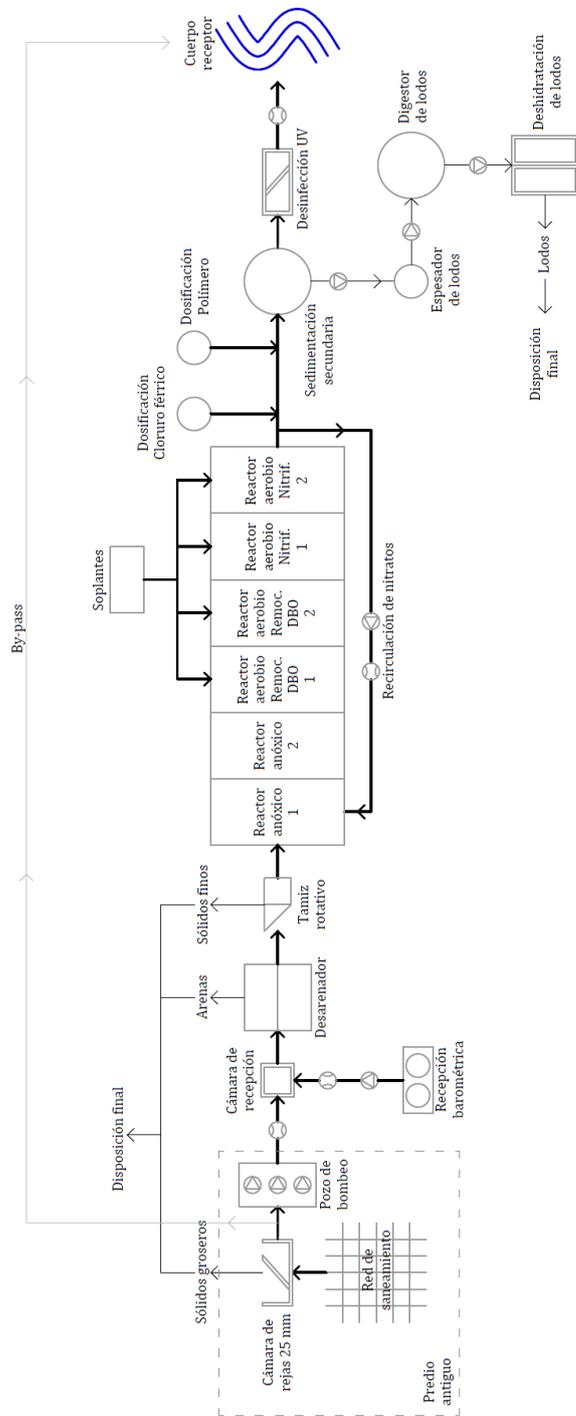


Figura A.1: Flujograma de PTAR con MBBR.

Separación de sólidos

Se utilizan tres sedimentadores de sección circular sin floculación previa.

Tratamiento de lodos

Se utiliza un sistema de estabilización de lodos compuesto por un digestor de lodos anaerobio. Previo al ingreso a este, para reducir el volumen necesario de digestor se utiliza un espesador por gravedad.

Retención del medio soporte

Se utilizan placas perforadas o mallas que retienen el medio soporte a la vez que permiten el paso del efluente. En los reactores aireados se utilizan tamices cilíndricos de alambre ubicados horizontalmente. En los reactores anóxicos se utilizan tamices verticales los cuales cubren toda la pared aguas abajo del reactor, para evitar su obstrucción se instala un sistema de inyección de aire debajo de este que emite pulsos periódicos para desobstruirlo.

Sistema de aireación

El sistema de aireación se compone de soplantes, tuberías de bajada, tuberías de distribución y aireadores formados por tuberías perforadas.

Usualmente se instalan entre 2 y 4 tuberías de bajada por recinto del reactor y las mismas se equipan con válvulas para la regulación del aire. A cada tubería de bajada se conectan entre 1 y 3 tuberías de distribución. A su vez desde estas salen difusores formados por tuberías de acero inoxidable de 25 mm con perforaciones de 4 mm espaciadas entre 30 y 102 mm, siendo el valor usual 50 mm, que se ubican en el lado inferior de la tubería para evitar el ingreso de sólidos.

Los difusores se ubican a 0,30 m sobre el fondo del reactor para evitar que los mismos queden sumergidos en lodo en caso de que la aireación se apague. La separación entre difusores varía desde 0,30 a 0,90 metros.

Para evitar que la tubería difusora se tape es usual dejar el extremo libre parcialmente abierto y doblado hacia abajo una longitud tal que iguale la pérdida de carga a través de un orificio. De esta forma los sólidos que ingresen a la tubería de aireación son conducidos por el propio flujo de aire hacia el extremo libre y evacuados por este. Es necesario igualar la extensión de la tubería doblada a la pérdida de carga, ya que en caso de no extenderla lo suficiente se tendría un flujo preferencial por el extremo, atentando contra la uniformidad de la aireación. Por el contrario, si la extensión es excesiva no se tendrá un flujo hacia el extremo, impidiendo la auto limpieza de la tubería (Johnson & Boltz, 2013).



(a) Sistema de aireación.

(b) Mezcladores.

Figura A.2: Sistemas de aireación y mezcla en reactores MBBR.

A.0.2. Pretratamiento

A continuación se detalla el diseño del sistema de pretratamiento. El mismo está integrado por rejas finas previas al bombeo, un desarenador y por último un tamiz rotativo. Todas las unidades se diseñan para el caudal máximo horario al final del período, y se construyen dos trenes en paralelo que funcionan de forma alternada.

A.0.2.1. Sistema de rejas

Al ingresar a la planta de tratamiento, el afluente proveniente de la red de saneamiento se enfrenta a un sistema de rejas. Como se trata de una red separativa, se utilizan rejas finas. Estas tienen como objetivo la protección de los sistemas de bombeo (López, 2018).

Cada sistema de rejas consta de un canal donde se instala una reja fina. Se considera reja fina la que tiene una abertura de 10 a 40 mm (López, 2018). En cualquier caso, el sistema de rejas debe asegurar que los sólidos que logren pasar tengan un tamaño no mayor a 5 cm, ya que este es el tamaño máximo admitido por los equipos de bombeo.

En la Tabla A.1 se presentan los parámetros obtenidos para el diseño del sistema de rejas.

Parámetro	Unidad	Valor
B	m	0,8
e	mm	10
N	-	22
x	mm	25
B_u	m	0,58

Tabla A.1: Parámetros de diseño del sistema de rejas.

Volumen de residuos retenidos en las rejas Tanto la cantidad como el tipo de material retenido por la reja depende de si se trata de un establecimiento industrial o

de una red de saneamiento. Como este caso es una red de saneamiento, las variables en juego son:

- Separación entre barras.
- Condición unitaria o separativa de la red.
- Condiciones locales (hábitos de la población, época del año, entre otros).

En la Tabla A.2 se presenta la retención obtenida para el sistema de rejillas diseñado.

Retención	Unidad	Valor
Media	L/d	27.758
Máxima		34.645

Tabla A.2: Resultados.

A.0.2.2. Desarenado

Para la remoción de arenas se opta por desarenadores cuadrados de flujo horizontal, dado que son unidades compactas y eficientes para la función. El afluente se distribuye en la sección transversal del tanque mediante una serie de paletas o compuertas, y el agua residual distribuida fluye en línea recta a través del tanque y desborda una presa en una descarga libre. Es recomendable usar al menos dos unidades y están diseñadas con tasas de desbordamiento que dependen del tamaño de las partículas y de la temperatura de las aguas residuales, en general para eliminar el 95 % de las partículas de 0,15 mm de diámetro en el caudal máximo diario (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Los sólidos se eliminan mediante un mecanismo de rastrillado giratorio a un sumidero en el lado del tanque, como se muestra en la Figura A.3. La arena sedimentada se puede mover hacia arriba por una inclinación mediante un mecanismo de rastrillo alternativo o un transportador de tornillo infinito inclinado. La arena también se puede bombear desde el tanque a través de un desengrasante ciclónico para separar el material orgánico restante y concentrar la arena. El grano concentrado se puede volver a lavar en un clasificador utilizando un rastrillo alternativo sumergido o un transportador de tornillo infinito inclinado. Mediante cualquiera de los métodos, los sólidos orgánicos se separan de la arena, lo que resulta en una arena más seca y limpia (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Dado el caudal máximo horario de diseño, en la Tabla A.3 se presentan las dimensiones de las unidades seleccionadas.

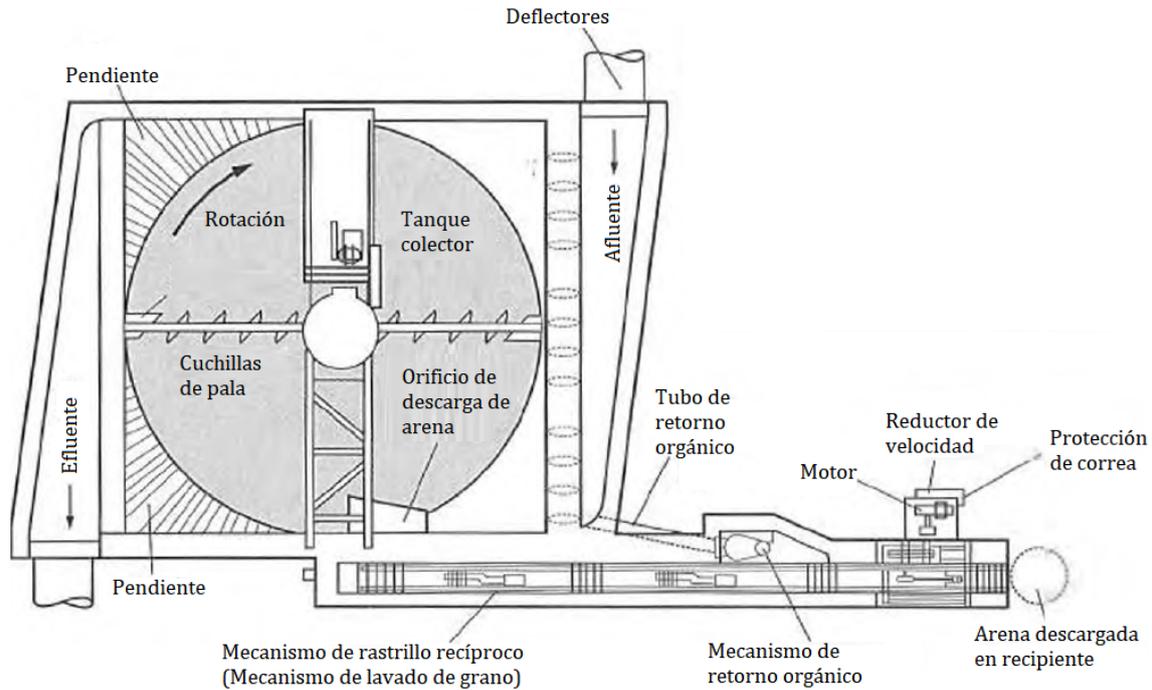


Figura A.3: Desarenador cuadrado de flujo horizontal (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{máx, operación}}$	L/s	170,0
ϕ_{arena}	mm	0,21
$\phi_{\text{tanque colector}}$		3,0
$H_{\text{agua aprox.}}$	m	0,5
$B_{\text{lavadora arena}}$		0,4
$L_{\text{lavadora arena incl.}}$		8,0
TS	m/s	0,018
T_r	s	28

Tabla A.3: Dimensiones y verificaciones del desarenador cuadrado de flujo horizontal seleccionado (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para este tipo de desarenadores, el tiempo de retención hidráulica verifica distinto (menor a 1 minuto) que en desarenadores convencionales, dada la presencia de resuspensión en el fondo del tanque de acumulación debido a cuchillas de pala del fondo.

A.0.2.3. Tamiz rotativo

Los tamices rotativos tienen aplicación en efluentes municipales e industriales y admiten mayores caudales que las zarandas.

Como se detalla en la ??, es pertinente prever una unidad de filtrado con tamiz rotativo. Estos equipos retienen sólidos de menor tamaño que las rejas y generan una reducción del contenido orgánico del efluente. Los tamices rotativos pueden utilizarse

en lugar de etapa de tratamiento primario, pero requieren desbaste previo: 0,2 - 3 mm de abertura del tamiz (López, 2018).

El objetivo del tamiz rotativo es conseguir el mayor grado de separación posible sin afectar las características hidráulicas de la instalación, manteniendo higiene en el funcionamiento y minimizando el mantenimiento necesario lo más posible.

En particular, el modelo elegido (HUBER ROTAMAT® RPPS) funciona con placa perforada, realizando tareas de desbaste, lavado, extracción, deshidratación y prensado del residuo. La capacidad de tratamiento queda determinada por la luz de malla de chapa perforada y por el tamaño de la cesta. Sus componentes están fabricados en acero inoxidable decapado en baño ácido y pasivado, minimizando riesgos de corrosión, y puede ser instalado tanto directamente en canal (a la intemperie) o en un contenedor de acero inoxidable. En la Figura A.4 se exhibe un esquema de funcionamiento del tamiz rotativo a instalar.

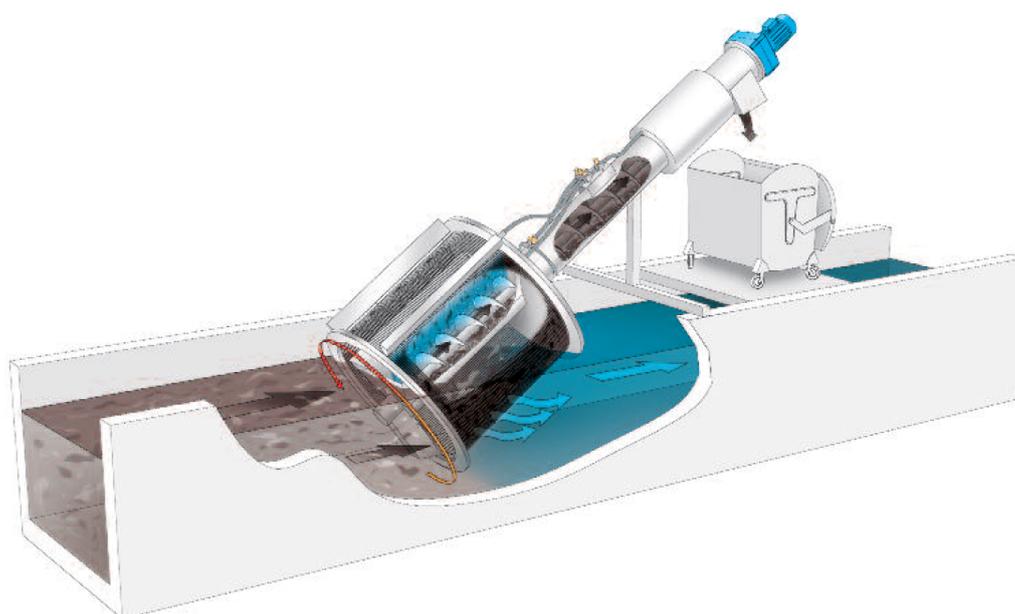


Figura A.4: Esquema de funcionamiento de tamiz rotativo (HUBER SE, 2011).

Diseño y funcionamiento El tamiz se instala con un ángulo de inclinación de 35° , aumentando la superficie efectiva de tamizado y minimizando la pérdida de carga. El agua entra a flujo forzado¹ en la cesta frontalmente y atraviesa el tamiz, quedando retenidos en la malla los sólidos sedimentables, sobrenadantes y flotantes. Dado que se forma un manto de residuos se produce un efecto adicional de filtración, reteniendo partículas más pequeñas que la luz de paso nominal. Al alcanzar una diferencia de cotas predeterminada aguas arriba y abajo del tamiz, se pone en marcha el mecanismo de autolimpieza. El tambor empieza a girar, transporta los residuos a la parte superior, haciéndolos caer por medio de agua a presión y un cepillo dispuesto

¹Todo el flujo entra al tambor frontalmente y sólo puede continuar atravesando la malla del tamiz. Esto garantiza que los residuos siempre permanezcan dentro de la cesta, sin poder pasar a la zona de aguas limpias incluso en condiciones de aumento de la carga de sólidos o puntas de caudal.

en su interior a una tolva situada en el centro del tambor. Desde esta tolva un tornillo sinfín transporta el material de desbaste hacia el tubo de extracción. El tornillo transporta, deshidrata y prensa los residuos y los deposita en un contenedor, evitando la propagación de olores (HUBER SE, 2011).

El tamiz incluye un sistema integrado de lavado (IRGA), que mejora la relación carbono/nitrógeno del agua residual pretratada. El IRGA reduce los costos de disposición del material retenido. Permite la integración del sistema de lavado del material retenido directamente en la tolva y/o el extremo inferior del tubo donde se sitúa el tornillo. A medida que la materia soluble es separada del material inerte, la materia es casi completamente lavada, lo que conlleva a una reducción significativa en el peso de hasta un 50 %.

En la Tabla A.4 se muestran los principales parámetros de diseño de la unidad a instalar.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{máx, oper.}}$	L/s	127
$\alpha_{\text{incl. cesta}}$	-	35°
$B_{\text{requerido}}$		1.000
$L_{\text{máquina}}$	mm	5.200
$\phi_{\text{orif. placa}}$		3,0
ϕ_{cesta}		1.000

Tabla A.4: Parámetros de diseño de tamiz rotativo a instalar.

A.0.3. Tratamiento biológico

A continuación se detallan los cálculos para el dimensionado de los reactores, producción de lodos y caudal de aireación. Como se mencionó anteriormente, se asume que el tamiz rotativo de apertura 3 mm produce una remoción de 25 % de DBO. Previo al ingreso a los reactores destinados a la remoción de DBO el effluente pasa por la etapa de desnitrificación, en esta también existe una remoción de DBO, la cual será despreciada para el dimensionado.

En la Tabla A.5 se muestran los parámetros de calidad del afluente a la PTAR y los valores de diseño del effluente tratado.

Parámetro	Unidad	Afluente	Effluente
Q_D	m ³ /d		2.664
DBO ₅	mg/L	200	
SST	mg/L	220	
f_b	-	0,67	
NTK	mg/L	42	
NO ₃ ⁺	mg/L	0	10
NH ₄ ⁺	mg/L		3

Tabla A.5: Parámetros de diseño para el sistema MBBR.

Cada una de las etapas del tratamiento se dimensiona para una tasa de remoción, la cual depende de la función del reactor, la carga que recibe y el tratamiento previo. En la Tabla A.6 se muestran las eficiencias (Ef), tasas de aplicación (TA) y remoción (TR) adoptadas, los rangos recomendados, y la fracción ocupada por el medio soporte (f_{oc}) en cada reactor. Todos los reactores son diseñados para un medio soporte tipo Kaldness K1 o K3, con superficie específica de $S_{esp} = 500\text{m}^2/\text{m}^3$

Reactor	Parámetro	TA	Ef	TR		f_{oc}
				Adoptado	Recomendado	
Predenitrificación	NO_3^-	0,9	30 %	0,87	0,2-1,0	67
Remoción de DBO 1	DBO	23	80 %	18,4	15-20	50
Remoción de DBO 2	DBO	4,5	90 %	4,1	4-5	50
Nitrificación 1	NH_4^+	2,08	41 %	0,85	0,4-1,4	60
Nitrificación 2	NH_4^+	1,23	83 %	1,01	0,4-1,4	60

Tabla A.6: Eficiencias, tasas de aplicación y remoción adoptadas.

A.0.3.1. Remoción de DBO

A continuación se muestran en la Tabla A.7: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para los reactores de remoción de materia orgánica. Las tasas de aplicación son las mostradas en la Tabla A.6 y fueron obtenidas de bibliografía (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
Q_0	m^3/d		2.664
S_{esp}	m^2/m^3		500
TA_{DBO}	$\text{g DBO}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	12,5	3
f_{oc}	-	0,5	0,5
Ef	-	0,8	0,9
$[\text{DBO}]_{\text{in}}$	mg/L	150	30
C_{DBO}	kg/d	400	80
TR_{DBO}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	10	2,7
A_{medio}	m^2	31.968	26.640
V_{medio}	m^3	63,936	53,28
V_{reactor}	m^3	127,872	106,56
TRH	min	69,12	58
$[\text{DBO}]_{\text{salida}}$	mg/L	30	3

Tabla A.7: Resultados, reactores para remoción de DBO

A.0.3.2. Nitrificación

Amonio disponible para nitrificar Previo al dimensionado de los reactores de nitrificación se debe calcular la carga de amonio que ingresa a estos reactores. Para ello se realiza un balance de nitrógeno al sistema.

Asumiendo ausencia de nitritos y nitratos en el afluente, la carga de nitrógeno esta dada únicamente por el NTK del afluente. Por otro lado se tiene salida de nitrógeno en cuatro estados: amonio y nitratos en el efluente, nitrógeno gas eliminado en la desnitrificación y nitrógeno orgánico en los lodos. Este último no se encuentra disponible para nitrificar.

La asimilación de nitrógeno por parte de los microorganismos sucede en las etapas de remoción de DBO, y se expresa en función de los solidos suspendidos biodegradables (SSVb) producidos en dichas etapas, que a su vez dependen de los parámetros cinéticos del reactor y carga de DBO removida en ellos.

Se considera que el nitrógeno representa el 12 % en peso de dichos sólidos (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). En la Tabla A.8 se muestran los parámetros utilizados y resultados obtenidos.

$$[\text{NH}_4^+]_n = [\text{NTK}]_0 - 0,12 \times \frac{P_{\text{SSVb}}}{Q} \quad (\text{A.1})$$

Parámetro	Unidad	Valor
DBO_r	mg/L	147
Y_H	g SSV/g DBO_5	0,66
K_d	-	0,1
f_b	-	0,15
θ_c	d	4
P_{SSVb}	kg/d	177
P_{SSVb}/Q_D	kg/m ³	66,5
$[\text{NH}_4^+]_{\text{nitrif}}$	mg/L	29

Tabla A.8: Parámetros y resultados obtenidos, amonio nitrificable.

Observar que si bien se expresa el amonio disponible como concentración esta no es realmente la concentración en ninguna línea, sino que es el valor tal que multiplicado por el caudal afluente a la plata Q_0 resulta en la carga de amonio afluente al primer reactor de nitrificación.

A.0.3.3. Reactores de nitrificación

A continuación se diseñan los reactores de nitrificación, se busca que ambos reactores tengan igual volumen, para esto el dimensionado se hace de forma iterativa. Se considera que la nitrificación en el primer reactor se encuentra limitada por la concentración de oxígeno, mientras que en el segundo se encuentra limitada por la concentración de amonio.

Tasas de aplicación Para el dimensionado de los reactores de nitrificación se utiliza la tasa de remoción, la cual se calcula o se obtiene de ábacos dependiendo de cual sea el factor limitante en cada reactor. Para ambos reactores se asume una concentración de 4 mg/L de OD.

Debido a que la concentración de amonio en el primer reactor será mayor a 3 mg/L la reacción será limitada por la carga afluente de DBO y OD. La carga de

DBO está dada por la concentración en el reactor previo. El parámetro que interesa es la tasa de aplicación de DBO, por lo que se debe dividir la carga afluente entre el área de medio en el reactor, esto conduce a un proceso iterativo. En la Figura A.5 se muestra la tasa de nitrificación como función de la tasa de DBO y el OD en el reactor.

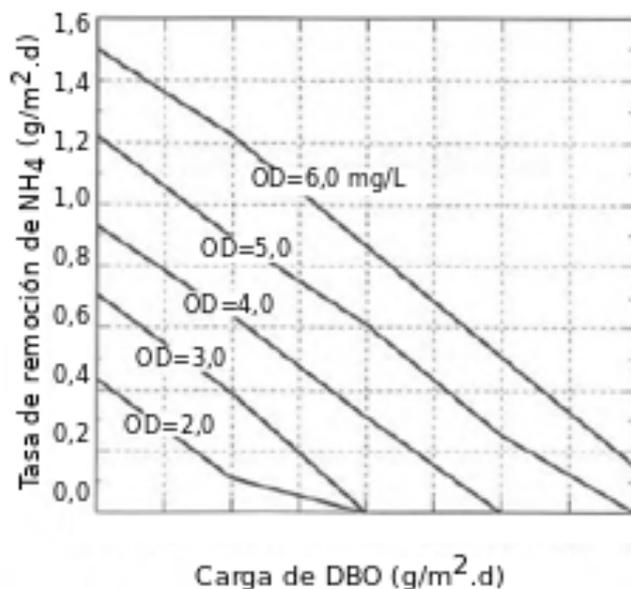


Figura A.5: Tasa de nitrificación en función de la tasa de aplicación de DBO y la concentración de OD (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para el caso del segundo reactor, al estar limitado por la concentración de amonio la tasa de nitrificación está dada por la Ecuación A.2 (Rusten et al., 1995). Donde k depende del tratamiento previo y vale 0,47 para pretratamiento con tamices, sin sedimentación primaria y con predenitrificación como en este caso. La concentración de amonio es igual a la del efluente, es decir 3 mg/L.

$$TR_{n,2} = k \times [\text{NH}_4^+]^{0,7} \quad (\text{A.2})$$

En primer lugar, se calcula la tasa de remoción en el segundo reactor, esto es posible debido a que depende únicamente del amonio en el efluente, y este es conocido. Luego se asume una tasa de aplicación de DBO en el primer reactor y se calcula la remoción en éste. Luego se utiliza un procedimiento similar que para los reactores de remoción de materia orgánica, con la salvedad que se debe iterar con la concentración a la salida del primer reactor hasta obtener volúmenes iguales en ambos reactores. Una vez hecho esto, se calcula la tasa de aplicación de DBO al primer reactor. Se repite el proceso hasta que la tasa de aplicación supuesta sea igual a la calculada.

En la Tabla A.9 se muestran: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para las unidades de nitrificación.

- Caudal de diseño: $Q_0 = 5.901 \text{ m}^3/\text{d}$

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
Q_D	m^3/d	2664	
S_{esp}	m^2/m^3	500	
f_{oc}	-	0,6	
TR_{nit}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	0,85	1,01
$[\text{NH}_4^+]_{in}$	mg/L	29,0	17,2
A_{medio}	m^2	37179	
V_{medio}	m^3	74	
$V_{reactor}$	m^3	124	
TRH	min	67	
$[\text{NH}_4^+]_{ef}$	mg/L	17,2	3
Ef	-	41 %	83 %
TA_{nit}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	2,08	1,23
$[\text{DBO}]_{salida}$	mg/L	30	3

Tabla A.9: Resultados, reactores de nitrificación.

- Nitrógeno total Kjeldahl del afluente: $\text{NTK}_0 = 44 \text{ mg}/\text{L}$
- Nitratos del efluente: $\text{NO}_3_{ef} = 10 \text{ mg}/\text{L}$
- Amonio del efluente: $\text{NH}_3_{ef} = 3 \text{ mg}/\text{L}$
- Superficie específica del medio soporte $S_{up_{esp}} = 500 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- Volumen del reactor ocupado por el medio soporte $\%_{relleno} = 67 \%$

A.0.3.4. Desnitrificación

Como se menciona anteriormente, se realiza desnitrificación de cabecera, por lo que además de dimensionar el volumen del reactor es necesario calcular un caudal de recirculación interna de nitratos.

En primer lugar se calcula la carga de nitratos que se debe remover. Esta se calcula realizando un balance de nitratos al sistema completo. Se busca la diferencia entre la carga dada por el NTK del afluente, y la carga saliente del sistema mediante el efluente y los lodos. Las concentraciones de amonio y nitratos en el efluente se fijaron para el diseño como 3 y 10 mg/L respectivamente, mientras que el nitrógeno de los lodos se calcula en la parte anterior para determinar el amonio disponible para la nitrificación, determinando la carga de nitratos a eliminar.

Luego para el dimensionado de la unidad se asume una tasa de aplicación de $0,9 \text{ g NO}_3/\text{m}^2$. Debido a que la desnitrificación solo depende de la concentración de nitrato a concentraciones muy bajas, se pueden tener concentraciones de entre 0,1 y 0,3 mg/L de nitrato a la salida del reactor anóxico (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se asume que la reducción de nitratos en el reactor es tal que el remanente es de 0,3 mg/L.

Habiendo obtenido la carga a remover y la tasa de remoción se aplica el mismo procedimiento que para el dimensionado de los reactores para remoción de DBO. De esta forma se calcula el volumen total de los reactores anóxicos, dividiéndolo entre

dos se obtiene el volumen de cada reactor. En la Tabla A.10 se muestran: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para las unidades de desnitrificación.

Por otro lado, para lograr la concentración de nitratos en el efluente elegida se iguala la carga a remover con los nitratos que ingresan a la desnitrificación mediante la recirculación interna multiplicados por la eficiencia de remoción. La recirculación interna se expresa como un coeficiente (RI) por el caudal de entrada (Q_0).

Parámetro	Unidad	Valor
Q_0	m^3/d	2.664
S_{esp}	m^2/m^3	500
f_{oc}	-	0,67
TA_{dn}	$g/m^2 \cdot d$	0,60
Ef	-	0,97
TR_{dn}	$g/m^2 \cdot d$	0,58
$C_{NO_3^-,dn}$	g/d	42.665
A_{medio}	m^2	73.308
V_{medio}	m^3	147
$V_{tot, react}$	m^3	219
$V_{reactor}$	m^3	109
TRH	min	118
RI	-	1,65

Tabla A.10: Resultados, reactor de desnitrificación.

A.0.3.5. Geometría de los reactores

Un parámetro importante en el diseño de los reactores es la velocidad de aproximación. Esta debe ser limitada, ya que una velocidad excesiva provoca que el medio soporte sea arrastrado y se acumule sobre la pared ubicada aguas abajo. Esta velocidad se limita al utilizar relaciones largo/ancho bajas, en el orden de 1 (WEF, 2010). Con esto en cuenta se decide utilizar reactores de 3 m de ancho, la geometría de cada reactor se muestra en la Tabla A.11.

	TRH (min)	V (m^3)	B (m)	H (m)	L (m)
Anóxico 1	59	109			2,7
Anóxico 2	59	109			2,7
DBO 1	69	128			3,2
DBO 2	58	107	3	4,5	2,6
Nitrificación 1	67	124			3,1
Nitrificación 2	67	124			3,1
TOTAL	379	701			17,4

Tabla A.11: Geometría de los reactores (por tren de tratamiento).

A.0.4. Sistema de aireación

A.0.4.1. Requisito de oxígeno

Para dimensionar el sistema de aireación en primer lugar es necesario calcular el oxígeno requerido para las etapas donde se da la remoción de la DBO.

A.0.4.2. Caudal de aire

La eficiencia de transmisión de oxígeno estándar, la cual es obtenida mediante ensayos o dada por el fabricante, se calcula para agua limpia, en ausencia de oxígeno disuelto, temperatura de 20°C y presión de 1 atmósfera. Para pasar del requerimiento real al estándar se lo debe afectar por varios factores para tener en cuenta las condiciones reales en el reactor.

A continuación se muestran los parámetros utilizados para cada reactor y los resultados obtenidos. Se realiza el cálculo para cada uno de los reactores para dos concentraciones de OD distintas. Por un lado se utilizan concentraciones de OD de 3 y 6 mg/L para remoción de DBO y nitrificación respectivamente. Esto se hace para hallar el caudal de aire máximo que podría requerirse por el sistema, el cual es utilizado para la elección del equipo de aireación. Por otro lado se utilizan concentraciones de 2 y 4 mg/L para calcular la demanda de aireación en condiciones de operación normales. Este caudal es utilizado para calcular el consumo de energía.

Parámetro	Unidad	Valor
Q_0	m ³ /d	2664
H	m	4,5
h_{aire}	m	0,3
H'	m	4,2
ρ_{agua}	kg/m ³	1.000
T	°C	25
$C_{s, 25^\circ, H}$	mg/L	8,3
$P_{\text{atm}, H}$	kPa	101,3
P_{med}	kPa	121,9
C_L	mg/L	9,99
α	-	0,8
β	-	0,95
$C_{s, 20}$	mg/L	9,1
θ	-	1,024
TTO	g O ₂ /m ³ _{aire}	50,4

Tabla A.12: Parámetros comunes a todos los reactores.

A. Prediseño de sistema MBBR

Parámetro	Unidad	Rem. DBO1	Rem. DBO2	Nitrificación 1	Nitrificación 2
C_L	mg/L	2,0	2,0	4,0	4,0
ORE/ORR	-	0,74	0,74	0,54	0,54
$[DBO]_{rem}$	mg/L	120	27	-	-
$[NH_3^+]_{nitrif}$	mg/L	-	-	10,2	15,9
ER	kg O ₂ /d	26	22	-	-
ORR	kg O ₂ /d	266	75	144	172
ORE	kg O ₂ /d	358	102	266	317
Q_{aire}	m ³ /d	7.111	2.021	5.277	6.295
$Q_{Tot, aire}$	m ³ /d			20.704	

Tabla A.13: Parámetros y resultados para cada reactor, [O₂] de operación.

Parámetro	Unidad	Rem. DBO1	Rem. DBO2	Nitrificación 1	Nitrificación 2
C_L	mg/L	3	3	6	6
ORE/ORR	-	0,64	0,64	0,35	0,35
$[DBO]_{rem}$	mg/L	120	27	-	-
$[NH_3^+]_{nitrif}$	mg/L	-	-	10,2	15,9
ER	kg O ₂ /d	26	22	-	-
ORR	kg O ₂ /d	266	75	144	172
ORE	kg O ₂ /d	414	118	418	499
Q_{aire}	m ³ /d	8.208	2.332	8.303	9.907
$Q_{Tot, aire}$	m ³ /d			28.750	

Tabla A.14: Parámetros y resultados para cada reactor, [O₂] máxima.

A.0.5. Producción de lodos

La producción de lodos en el sistema se calcula a partir de un valor de producción específica en función de la carga de DBO removida.

Considerando los 220 mg/L de SST en el afluente y la remoción de 35 % asumida en el tamiz rotativo, se obtiene una concentración de SST en el ingreso al tratamiento biológico de $SST_{in} = 143$ mg/L. Por otro lado la DBO en el ingreso al tratamiento biológico se calculó anteriormente, resultando en $DBO_{5,in} = 150$ mg/L. Debido a que la temperatura de diseño es 15°C no es necesario realizar correcciones debido a esta.

Parámetro	Unidad	Valor
SST_0	mg/L	143
$DBO_{5,in}$	mg/L	150
Carga DBO total	g DBO/d	399.600
Superficie total	m ²	206.273
CST_{DBO}	g DBO/ m ² · d	1,04
PL_{esp}	g SST/g DBO _{rem}	0,87
PL	kg/d	340

Tabla A.15: Parámetros y resultados para la producción de lodos.

A.0.6. Sedimentación

Para la separación de las fases sólida y líquida se optó, al igual que para lodos activados por sedimentadores circulares de flujo radial. Existen grandes diferencias entre los procesos de sedimentación de los lodos activados y MBBR. En estos últimos la sedimentación es de tipo 2 y se tiene un orden menos de SST que en lodos activados. Debido a esto la sedimentación es similar a la que se da en los sedimentadores primarios.

Debido a que el tratamiento incluye nitrificación y remoción fisicoquímica de fósforo (con adición de sales y polímero aniónico)², sin sedimentación primaria se consideran las siguientes tasas de sedimentación: $TS_{med} = 1,82 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}^3$ para el caudal máximo diario y $TS_{m\acute{a}x} = 2,72 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ para caudal máximo horario. Los valores anteriores son válidos para alturas de sedimentación $H_{sed} \geq 3 \text{ m}$ (Ødegaard, Cimbritz, Christensson & Poulsen Dahl, 2010).

Parámetro	Unidad	Valor
Q_D	m^3/d	2.664
TS_{med}	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	43,56
A_{sed}	m^2	61
Q_{pico}	m^3/d	3.678
TS_{pico}	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	60
$TS_{pico \text{ máx}}$	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	65
TRH_{sed}	hs	2,5
$H_{sed}^{mín}$	m	4,5375
H_{sed}	m	4
PL (SST)	kg/d	340
TL	$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	5,6
$CS_{L,sed}$	-	2,5 %
G_{lodos}	-	1,025
V_{lodos}	m^3	13,3

Tabla A.16: Parámetros y resultados del sedimentador.

Por otro lado se calcula la altura necesaria para almacenar los lodos entre purgas, para esto se desprecia la pendiente en el fondo del sedimentador. Debido a que luego del sedimentador se encuentra un espesador de lodos se utiliza un bajo tiempo entre $tp = 0,5$, lo que resulta en una producción de lodos entre purgas $PL_t = 20,9 \text{ kg}$, ocupando un volumen de $1,4 \text{ m}^3$, y una altura de 8 mm. Esta altura es despreciable frente a la altura del sedimentador, por lo que no es tenida en cuenta.

²Se utilizará polímero aniónico para reducir el consumo de sales metálicas, ya que altas dosis de cloruro férrico interfieren con la desinfección UV, mientras que altas dosis de sulfato de aluminio son tóxicas para las bacterias metanogénicas del digester.

³Este valor es recomendado para caudal máximo horario en un día medio. En el presente proyecto se toman valores de $K_1 = K_2 = 1,5$, por lo tanto los caudales máximo horario en un día medio y medio horario en el día de mayor consumo resultan iguales.

A.0.7. Tratamiento de lodos

A.0.7.1. Espesador de lodos

Previo a la digestión es necesario acondicionar los lodos, disminuyendo su contenido de humedad de forma de reducir el tamaño de digestor necesario. Para esto el método elegido es un espesador de lodos por gravedad. Para el diseño de este se debe seleccionar una tasa de sólidos (caudal másico por unidad de área). Al igual que con la concentración de sólidos se utilizaran valores recomendados para lechos percoladores, en estos el rango recomendado es 40-50 kg/(m²/d), por lo que se asume el valor medio $C_s = 45$ kg/(m²/d) (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para asegurar un correcto espesamiento se debe mantener un tiempo de retención hidráulico en el espesador $\theta_{esp} \geq 24$ hs. Para ello se calcula la altura mínima necesaria que resulta de $H_{esp}^{min} = 2,9$ m. Se decide utilizar una altura mayor de $H_{esp} = 3,5$ m, similar a la de las restantes unidades, para otorgar mayor libertad en la operación.

Se espera que la unidad logre un 50 % de remoción de humedad, llegando a una concentración de sólidos en los lodos espesados de entre 4-6 %. Nuevamente se asume el valor medio $C_{lodo}^{esp} = 5,0$ % (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

En la Tabla A.17 se muestran los parámetros utilizados y los resultados obtenidos.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{L,s}$	m ³ /d	13,3
TL	kg/m ² · d	45,0
A_{esp}	m ²	7,6
D_{esp}	m	3,1
TH	m ³ /m ² · d	1,8
TRH_{esp}^{min}	hs	24,0
H_{esp}^{min}	m	1,8
H_{esp}	m	3,5
TRH_{esp}^{min}	hs	47,8
$CS_{L,esp}$	-	5,0 %
$V_{L,esp}$	m ³ /d	6,6

Tabla A.17: Parámetros y resultados del espesador.

A.0.7.2. Digestor anaerobio

Para la estabilización de los lodos luego des espesado se utiliza un digestor anaerobio. El parámetro de diseño de esta unidad es el tiempo de retención celular θ_D , el para digestores de mezcla completa coincide con el tiempo de retención hidráulico. Se decide utilizar un valor de $\theta_D = 20$ d, debido a que tiempos mayores no se traducen en grandes mejoras en la destrucción de SSV (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se asume que el lodo al ingresar al digestor esta compuesto por un 80 % de SSV, y el tratamiento los reduce a la mitad. En la Tabla A.18 se muestran los parámetros y resultados del diseño del digestor.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{L,dig}$	m ³ /d	6,6
θ_{dig}	d	20
V_{Dig}	m ³	133
PL	kg SST/d	340
SSV/SST_{esp}	-	80 %
PLV	kg SSV/d	272
$Ef_{dig,SSV}$	-	60 %
LD_{SSV}	kg SSV/d	109
SSV/SST_{dig}	-	62 %
LD_{SST}	kg SST/d	177

Tabla A.18: Parámetros y resultados del digestor.

Apéndice B

Lodos activados con remoción de nutrientes

En esta sección se dan las pautas generales de diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales empleando la tecnología de lodos activados en modalidad aireación extendida, con remoción biológica de nitrógeno y precipitación fisicoquímica de fósforo. Para el diseño se consideran las siguientes componentes:

- Reactor aerobio
- Sistema de aireación
- Caudal de recirculación de lodos
- Reactor anóxico
- Producción de lodos
- Sedimentador secundario

Como ya se mencionó anteriormente el proceso de tratamiento esta pensado para implementarse en etapas. El caudal de diseño en cada tren será $Q_D = 30,1$ L/s.

Al momento de ubicar las unidades, existen diferentes configuraciones posibles según las características del afluente a tratar, las eficiencias de remoción buscadas y los costos que se quieran asumir. Estudios han demostrado que la decisión de desnitrificar a la cabecera o posterior a la nitrificación esta ligado a la relación que se tenga entre la carga de nitrógeno y la carga de materia orgánica que se quiere tratar (Carozzi & del Campo, 2016). Siendo que para relaciones de C/N mayores a 4 se recomienda pre desnitrificación y para relaciones de C/N menores a 4 es usual utilizar desnitrificación posterior, ya que al tener relaciones tan bajas, se hace ineludible el agregado de materia orgánica externa. En dichos casos se requiere un reactor de post aireación para la eliminación de nitrógeno a la atmósfera. Para el caso de los afluentes caracterizados y el caudal a tratar, la relación es de 4.76 y por lo tanto se decide la configuración de desnitrificación de cabecera. El diagrama de flujo con la configuración seleccionada se muestra en la Figura B.

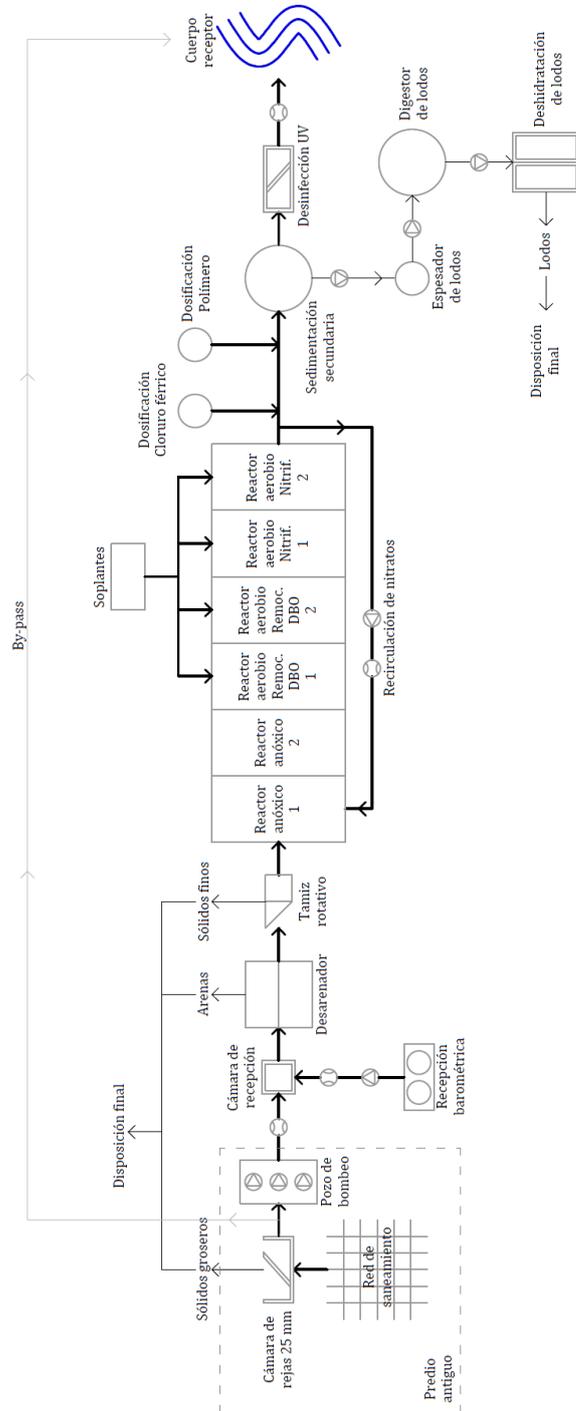


Figura B.1: Flujograma de PTAR con lodos activados.

B.0.1. Pretratamiento

Al igual que en MBBR, para este sistema se utiliza una reja de 25 mm previa al pozo de bombeo y un desarenador cuadrado de flujo horizontal, no habiendo diferencias en el diseño de estas unidades.

Sin embargo, se agrega un sistema de rejas de 10 mm de abertura a continuación del bombeo. En la Tabla B.1 se presentan sus parámetros de diseño.

Parámetro	Unidad	Valor
B	m	1,0
e	mm	10
N	-	50
x	mm	10
B_u	m	0,50

Tabla B.1: Parámetros de diseño del sistema de rejas.

Finalmente, en la Tabla B.2 se presenta la retención de sólidos en las rejas.

Retención	Unidad	Valor
Media	L/d	63.778
Máxima		59.843

Tabla B.2: Retención en sistema de rejas.

B.0.2. Reactor aireado

Los parámetros utilizados en el diseño se muestran en la Tabla B.3.

Parámetro de diseño	Unidades	Valor
Q_D	L/s	30,8
θ_C	días	30
X	kg SSV/m ³	3
S_o	mg/L	200
S_e	mg/L	10
Y	kg SSV/kg DBO	0,6
K_d	días ⁻¹	0,06
f_b	%	0,8

Tabla B.3: Parámetros de diseño en el reactor aireado.

Donde:

- Q_D es el caudal de diseño, correspondiente a $\frac{Q_{\text{máx,d}}}{3}$.
- θ_c es el tiempo de retención celular o edad del lodo.
- X es la concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor.

- S_o es la concentración de DBO en el afluente.
- S_e es la concentración de DBO en el efluente.
- Y es el coeficiente de producción celular.
- K_d es el coeficiente de descomposición endógena.
- f_b es la fracción biodegradable de SSV en t_0 .

Las dimensiones adoptadas se muestran en la Tabla B.4.

Geometría	Unidades	Valor
V	m^3	1.475
L/B	m/m	2/1
H	m	4,5
L	m	26
B	m	13

Tabla B.4: Dimensiones de cada reactor aireado.

Se proyecta tres reactores de sección rectangular con las dimensiones mostradas en la Tabla B.4. El tiempo de retención hidráulico de cada unidad se calcula según la ?? y resulta $\theta_h = 13,3$ hs.

B.0.3. Sistema de aireación

Para el diseño del sistema de aireación es necesario estimar el aporte de oxígeno que se requiere. Al tratarse de lodos activados en modalidad de aireación extendida con proceso de nitrificación-desnitrificación, es necesario estimar un aporte de oxígeno para satisfacer la demanda carbonosa y un aporte adicional para satisfacer la demanda de nitrificación.

La producción de lodos se determina a partir de la producción de lodos específica, que es la cantidad de lodo producida en el sistema por kg DBO aplicada. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla B.5.

Parámetros	Unidades	Valor
Q_D	L/s	30,8
$S_o - S_e$	mg/L	190
f	-	0,68
C_{DBO}	kg/d	533
P_{EL}	kg SSV/kg DBO	0,28
P_L	kg SSV/d	148
O_C	kg O_2 /d	535

Tabla B.5: Producción de lodos y demanda carbonosa de oxígeno en cada reactor.

Se opta por colocar parrilla de difusores de burbuja fina (<2 mm) de acuerdo a las recomendaciones del fabricante, como se muestra en la Tabla B.7. Con la

Parámetro	Unidades	Valor
Q_D	L/s	30,8
N_{Nitrif}	mg/L	29
C_{NTK}	kg/d	77
O_N	kg O ₂ /d	353

Tabla B.6: Demanda de oxígeno para nitrificación en cada reactor.

profundidad del reactor y restando la altura de la parrilla de difusores considerada ($h = 30$ cm), se calcula una eficiencia $e = 27\%$ y se corrige de acuerdo a la ?? que se detalla en el diseño de la alternativa MBBR. El valor obtenido es de $e = 19\%$.



Figura B.2: Difusores de membrana fina (Xylem, Inc, 2012).

Con los valores adoptados, el caudal de aire para el sistema seleccionado es:

$$Q_a = 50.796 \text{ m}^3/\text{d} \quad (\text{B.1})$$

La potencia a suministrar al equipo vale:

$$\text{Potencia} = 26,1 \text{ kW} \quad (\text{B.2})$$

Para el cálculo de la potencia se adopta un valor intermedio de aporte específico ($e = 4,25$ kg O₂/kWh).

Sistema seleccionado	Aporte específico [kg O ₂ /kWh]	% eficiencia
Difusores burbuja fina (<2 mm)	[2,5-6]	6,5/metro de profundidad

Tabla B.7: Datos del fabricante para sistema de aireación de membrana fina (Xylem, Inc, 2012).

B.0.4. Caudal de recirculación de lodos

Para determinar el caudal a recircular desde el fondo del sedimentador a la cabecera del sistema se emplean los siguientes parámetros:

Parámetro	Unidades	Valor
t_E	hs	0,5
IVL	mg/L	100
X	kg SSV/ m ³	3

Tabla B.8: Parámetros de diseño para la recirculación interna de lodo.

Se asume que el sedimentador es de flujo vertical por lo que la concentración de sólidos en el sedimentador es igual a la concentración a la salida, esto es $X_R = X_F$ y además que la concentración en el efluente es despreciable frente al resto de los términos.

Los resultados se muestran en la Tabla B.9.

Parámetro	Unidades	Valor
X_R	kg SSV/ m ³	7,9
Q_P	L/s	0,65
Q_R	L/s	55,2
R	-	0,65 %

Tabla B.9: Resultados para la recirculación interna de lodo.

B.0.5. Reactor anóxico

Para el diseño del reactor anóxico de cabecera se consideran los parámetros que se muestran en la Tabla B.10.

Parámetro de diseño	Unidades	Valor
$[N]_{\text{Nitrif}}$	mg/L	29
$[NTK]_{ef}$	mg/L	3
$[NO_3^-]_{ef}$	mg/L	10
Y_{anox}	kg SSV/kg DBO	0,088
K_{anox}	d ⁻¹	0,45
T	°C	15
$\%R$	-	0,65 %

Tabla B.10: Parámetros de diseño en el reactor anóxico.

- $[N]_{\text{Nitrif}}$ es la concentración de Nitratos nitrificable.
- $[NTK]_{ef}$ es la concentración de Nitrógeno Kjeldahl en el efluente.

- Y_{anox} es el coeficiente de producción celular en el reactor anóxico (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).
- K_{anox} es el coeficiente de descomposición endógena en el reactor anóxico (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).
- $[\text{NO}_3^-]_{ef}$ es la concentración de nitratos en el efluente tratado.

Para el diseño se fija una concentración de nitratos en el efluente igual a 10 mg/L para de esta manera fijar la carga de nitratos a recircular hacia la cabecera del sistema. Con los caudales de recirculación y la concentración de nitratos definida se obtiene la carga de nitratos entrante al reactor anóxico, resultado un valor de 75 kg/d. Luego se considera un porcentaje del reactor aireado como volumen inicial de diseño, que de acuerdo a recomendaciones de Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014, el porcentaje debe estar en un rango de 20-40 % para poder obtener una eficiencia adecuada de remoción. Se elige un $V_{\text{anóxico}} = 25\% V_{\text{aerobio}}$, resultando un $V_{\text{anóxico}} = 379 \text{ m}^3$. Se calcula el tiempo de retención hidráulico en el reactor con el volumen supuesto y el caudal entrante, resultando un $\theta_{h_{\text{anóxico}}} = 2,5 \text{ hs}$.

Los resultados obtenidos para el dimensionado se muestran en la Tabla B.11.

Parámetro	Unidades	Valor
$V_{\text{anóxico}}$	m^3	388
$X_{\text{anóxico}}$	$\text{kg SSV}/\text{m}^3$	1,27
$F/M_{\text{anóxico}}$	$\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{d}$	1,08
TDE	$\text{kg NO}_3^-/\text{kg SSV}$	0,25
TDE_T	$\text{kg NO}_3^-/\text{kg SSV}$	0,22
NO_3^-	$\text{kg NO}_3^-/\text{d}$	77

Tabla B.11: Parámetros de diseño en el reactor anóxico.

La eficiencia de remoción de nitratos en el reactor anóxico es de 100 %.

B.0.6. Sedimentador secundario

Se realiza el diseño de un sedimentador secundario de sección circular en flujo vertical con la hipótesis de que la sedimentación es completa, esto es, la concentración de sólidos a la salida es despreciable y el lodo es desechado solamente por la purga del sedimentador.

Para el diseño se consideran los parámetros que se muestran en la Tabla B.12.

Tanto la tasa de sedimentación, como el tiempo de espesado, el índice volumétrico de lodos y la profundidad presentados en Tabla B.12 son elegidos de acuerdo a las recomendaciones de Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014.

Las dimensiones de cada sedimentador así como la verificación de la carga de sólidos se muestran en la Tabla B.13.

Para finalizar el dimensionado se debe calcular la altura adicional ocupada por el volumen de lodos decantado en el fondo del sedimentador.

La altura adicional de lodos es de $h_L = 10 \text{ cm}$. Entonces, para cada tren de tratamiento se diseña un sedimentador de sección circular de diámetro 21,2 m y profundidad 4,10 m.

Parámetros de diseño	Unidades	Valor
$Q_{\text{máx,d}}$	L/s	30,8
Q_R	L/s	70
TS	$\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$	12
H	m	4
T_E	hs	0,5
IVL	mg/L	100

Tabla B.12: Parámetros de diseño en el sedimentador.

Parámetro	Unidades	Valor
A	m^2	354
X_s	$\text{kg SSV}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	17

Tabla B.13: Dimensiones del sedimentador circular y carga de sólidos aplicada.

Apéndice C

Flujo de camiones de barométricas en PTAR actual

Tabla C.1

Tabla C.1: Volúmenes de recepción de barométricas 2018 en la PTAR actual (GGA-
OSE, 2018).

Mes	La Higiénica	Rodríguez	Int. Florida	Int. Canelones	Int. San José	Armando y Arturo	A.N.E.P	Volumen [m ³]
Enero	-	72	102	-	-	-	-	174
Febrero	134	98	102	142	-	-	-	476
Marzo	113	92	102	90	-	-	-	397
Abril	34	180	108	24	82	19	-	447
Mayo	-	20	108	-	-	-	-	128
Junio	34	21,5	210	24	0	12	-	301,5
Julio	22	17,5	144	32	48	0	-	263,5
Agosto	113	69,5	309	80	84	34	-	689,5
Setiembre	16	22,5	144	-	-	-	-	182,5
Octubre	23	10	-	10	0	20	20	83
Noviembre	18	20	-	10	-	-	-	48
Diciembre	15	22,5	20	-	-	-	-	57,5

En la Figura C.1 se grafican los caudales mensuales de agua residual que se descargados durante el 2018 en la PTAR.

Bajo la hipótesis de que los camiones barométricas que descargan en la PTAR tienen una capacidad media de 10 m³, se infiere que se tiene una descarga por día aproximadamente.

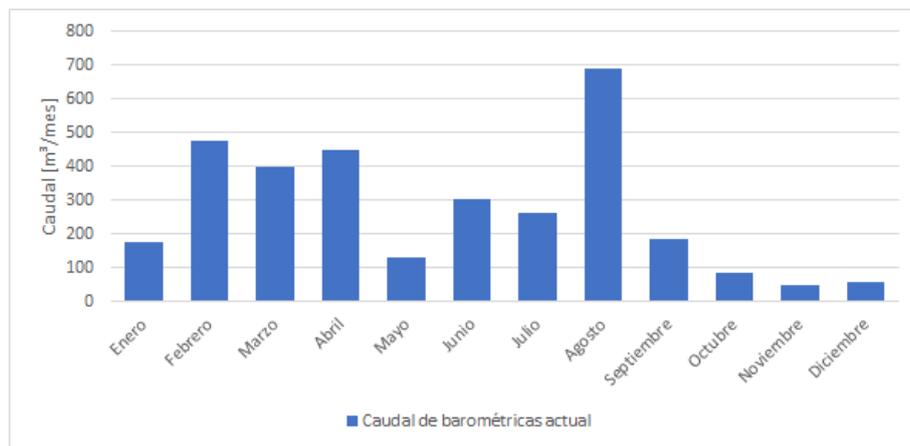


Figura C.1: Caudal mensual de barométrica en 2018.

Apéndice D

Monitoreo de afluente a la PTAR de Canelones

Tabla D.1: Monitoreos de afluente a la PTAR de Canelones, período 2010-2016 (GGA-OSE, 2018)

Fecha	Temp °C	pH -	DBO ₅	DQO	NH ₄ ⁺ mg/L	NO ₃ ⁻	NTK	PT
20/01/2010	0	7,2	100	247	-	-	-	-
10/03/2010	0	7,2	330	762	-	-	-	-
14/04/2010	11	7,2	173	330	32	1	36	4,9
13/05/2010	0	7,1	230	402	-	-	-	-
23/06/2010	0	7,4	155	282	32	1,6	38	-
07/07/2010	10	7,4	107	228	-	-	-	-
11/08/2010	9	7,9	128	310	10,1	1,4	40	-
16/09/2010	9	7,5	243	405	-	-	-	-
20/10/2010	0	7,4	176	300	22	<1	34	5,3
10/11/2010	0	7,6	282	445	-	-	-	-
01/12/2010	0	7,5	161	321	46	<1	50	-
20/01/2011	12	7,3	395	900	-	-	-	-
17/02/2011	12	7,4	175	306	33	<1	46	-
17/08/2011	10	7,9	158	306	40,2	-	-	-
21/09/2011	10	7,6	145	318	-	-	-	-
29/02/2012	10	7,3	238	449	-	-	-	-
26/04/2012	10	7,6	154	402	-	-	-	-
20/06/2012	10	7,9	160	295	30	<1	45	-
29/08/2012	9	7,8	360	600	-	-	-	-
24/10/2012	11	7,4	28	100	-	-	-	-
21/11/2012	16	7,7	121	241	-	-	-	-
21/12/2012	15	7,4	59	236	-	-	-	-
27/02/2013	20	7,5	136	327	-	-	-	-
08/05/2013	14	7,7	156	283	-	-	-	-
30/05/2013	3	7,7	424	542	-	-	-	-
28/08/2013	0	7,7	50	100	17,8	-	-	-

D. Monitoreo de afluente a la PTAR de Canelones

Tabla D.1: Monitoreos de afluente a la PTAR de Canelones, período 2010-2016 (GGA-OSE, 2018)

Fecha	Temp °C	pH -	DBO ₅	DQO	NH ₄ ⁺ mg/L	NO ₃ ⁻	NTK	PT
24/10/2013	7	7,3	302	160	-	-	-	-
20/11/2013	17	7,4	67	100	-	-	-	-
13/02/2014	10	7,5	41	110	-	-	-	-
03/07/2014	8	7,6	174	315	23	<1	38	4,3
14/08/2014	9	7,7	260	282	-	-	-	-
25/02/2015	8	7,3	160	597	-	-	-	-
18/08/2015	10	7,5	43	128	-	-	-	-
17/02/2016	7	7,4	125	264	-	-	-	-
19/05/2016	0	7,9	219	438	47	<1,0	52	5,6
18/08/2016	11	7,8	120	342	-	-	-	-



UNIVERSIDAD
DE LA REPÚBLICA
URUGUAY

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA
FACULTAD DE INGENIERÍA



PROYECTO DE GRADO
INGENIERÍA CIVIL HIDRÁULICO-AMBIENTAL

Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para la Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas

MEMORIA DESCRIPTIVA

Autores:

Claudio Heimann
Juan Paladino
Fabián Rodríguez

Tutores:

Ing. Danilo Ríos
Ing. Julieta López

14 de febrero de 2020

Índice general

Índice de figuras	III
Índice de tablas	IV
1. Introducción	1
2. Datos Básicos	3
3. Descripción de la tecnología de tratamiento	5
4. Descripción de la PTAR	8
4.1. Configuración adoptada	8
4.2. Recepción del agua residual	15
4.2.1. Recepción de redes	15
4.2.2. Recepción de barométricas	15
4.3. Pretratamiento	16
4.3.1. Tamices rotativos	16
4.3.2. Desarenadores	17
4.3.3. Lavador de arenas	18
4.3.4. Cámara distribuidora de caudales CDQ	20
4.3.5. Bypass de agua pretratada	20
4.4. Tratamiento biológico	20
4.4.1. Reactores para remoción de materia orgánica	21
4.4.2. Reactores de nitrificación	21
4.4.3. Reactores de desnitrificación	22
4.4.4. Cámaras de desoxigenación	22
4.4.5. Interconexiones	23
4.4.6. Aireación	23
4.4.6.1. Caudal de aire	23
4.4.6.2. Sistema de aireación	24
4.5. Clarificación	26
4.5.1. Canaleta Parshall	26
4.5.2. Floculadores	28
4.5.3. Sedimentadores	28
4.5.3.1. Zona de sedimentación	29
4.5.3.2. Mecanismo de ingreso	29
4.5.3.3. Puente barredor	31

4.5.3.4.	Vertederos y canal de recolección	31
4.5.3.5.	Tubería de agua clarificada	31
4.6.	Desinfección	31
4.6.1.	Canal de lámparas UV	32
4.6.2.	Cámara de agua desinfectada	33
4.6.3.	Línea bypass	33
4.7.	Emisario	34
4.7.1.	Geometría y trazado	34
4.7.2.	Funcionamiento hidráulico	34
4.7.2.1.	Operación normal	35
4.7.2.2.	Operación con río crecido	35
4.7.2.3.	Autolimpieza de la tubería	35
4.8.	Línea de lodos	36
4.8.1.	Producción	36
4.8.2.	Tolvas de lodos	36
4.8.3.	Espesadores	37
4.8.4.	Digestores anaerobios	38
4.8.5.	Deshidratación	38
4.8.6.	Bombes de lodos	40
4.8.6.1.	Lodo sedimentado (EBL1)	40
4.8.6.2.	Lodo espesado (EBL2)	40
4.8.6.3.	Lodo digerido (EBL3)	41
4.9.	Líneas de productos químicos	42
4.9.1.	Casa Química	42
4.9.2.	Dosificación de cloruro férrico	42
4.9.3.	Dosificación de alcalinidad	42
4.9.4.	Dosificación de polímero	43
4.10.	Redes internas	44
4.10.1.	Distribución de agua potable	44
4.10.2.	Distribución de agua tratada	44
4.10.3.	Red de desagües internos	45
4.11.	Generación de residuos sólidos	45
4.11.1.	Sólidos groseros de rejás en PBB	45
4.11.2.	Sólidos finos de tamices rotativos	46
4.11.3.	Arenas de desarenadores	46
4.11.4.	Lodos deshidratados	46

Bibliografía	46
---------------------	-----------

Índice de figuras

1.1. Ubicación de PTAR.	1
3.1. Ejemplos de medio soporte para reactores MBBR (Dezotti, Lippel & Bassin, 2018).	6
4.1. Flujograma de Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR). . .	11
4.2. Sistemas de retención del medio soporte (Johnson & Boltz, 2013). . .	13
4.3. Sistemas de aireación y mezcla en reactores MBBR (Johnson & Boltz, 2013).	14
4.4. Esquema de funcionamiento de tamiz rotativo (HUBER SE, 2011). . .	17
4.5. Esquema de funcionamiento de desarenador de vórtice modelo VORMAX [®] (HUBER SE, 2016).	18
4.6. Esquema de funcionamiento de lavador de referencia (HUBER SE, 2013).	19
4.7. Parámetros geométricos de sistema de aireación.	25
4.8. Esquema de canleta Parshall	27
4.9. Mecanismo de ingreso al sedimentador	30
4.10. Esquema de unidad UV de referencia (WEDECO, 2018).	33
4.11. Geometría de la tolva de lodos	37
4.12. Esquema de funcionamiento de unidad centrífuga (ALCI, 2019). . . .	39

Índice de tablas

2.1. Población servida y caudales proyectados para el año 2050.	3
2.2. Concentraciones medias del agua residual, calidad esperada y eficiencia de remoción de la PTAR.	4
4.1. Equipamiento de referencia a instalar en PBB.	16
4.2. Parámetros de diseño de tamiz rotativo a instalar (HUBER SE, 2011).	17
4.3. Parámetros de desarenador de vórtice de referencia (HUBER SE, 2016).	18
4.4. Parámetros de lavador de arenas de referencia (HUBER SE, 2013).	19
4.5. Geometría de los reactores	20
4.6. Eficiencias, tasas de aplicación y remoción adoptadas.	21
4.7. Resultados, reactores para remoción de DBO.	21
4.8. Resultados, reactores de nitrificación	22
4.9. Resultados, reactores de desnitrificación.	22
4.10. Caudales de aire requeridos en cada reactor	24
4.11. Parámetros comunes de aireación para todo los reactores.	25
4.12. Parámetros de aireación para cada reactor.	25
4.13. Gradiente y tiempo de mezcla para caudal de diseño	26
4.14. Dimensiones estandarizadas de canaleta Parshall con $W=2'$ (unidades en mm.	26
4.15. Parámetros de floculación para caudal de diseño	28
4.16. Parámetros de diseño y geometría adoptada en cada sedimentador.	29
4.17. Mecanismo de ingreso al sedimentador	30
4.18. Parámetros de control en la desinfección.	32
4.19. Geometría de unidad de desinfección UV.	32
4.20. Geometría de cámara de agua desinfectada.	33
4.21. Niveles de río considerado para el estudio del funcionamiento hidráulico del emisario (Referidos al Cero Oficial).	35
4.22. Cálculo hidráulico en cada tramo de emisario.	35
4.23. Geometría de la tolva de lodos	37
4.24. Parámetros de entrada y salida de etapa de deshidratación.	39
4.25. Parámetros de centrífuga de referencia (ALCI, 2019).	40
4.26. Especificación técnica bombas de lodos de EBL1.	40
4.27. Especificación técnica bombas de lodos de EBL2.	41
4.28. Especificación técnica bombas de lodos de EBL3.	41
4.29. Especificación técnica bombas de dosificación de cloruro férrico.	42
4.30. Parámetros de consumo de polímero.	43
4.31. Parámetros de bombeo de dosificación de polímero.	43

4.32. Volumen retenido en rejas de Pozo de Bombeo de Barométricas (PBB). 46

Capítulo 1

Introducción

En este documento se presenta la Memoria Descriptiva de la PTAR de la ciudad de Santa Lucía y localidades aledañas.

La PTAR se ubica en una fracción del padrón N° 6.303 de la 2^{da} sección catastral Villa Rodríguez-San José, sobre el lado sur de la ruta 11 vieja, próximo a la proa conformada por la misma y el tramo de la nueva ruta 11. El pozo de bombeo se encuentra a unos 500 m de distancia, en el predio de la planta existente (Padrón N° 15.567 de la 2^{da} sección catastral del departamento de San José).

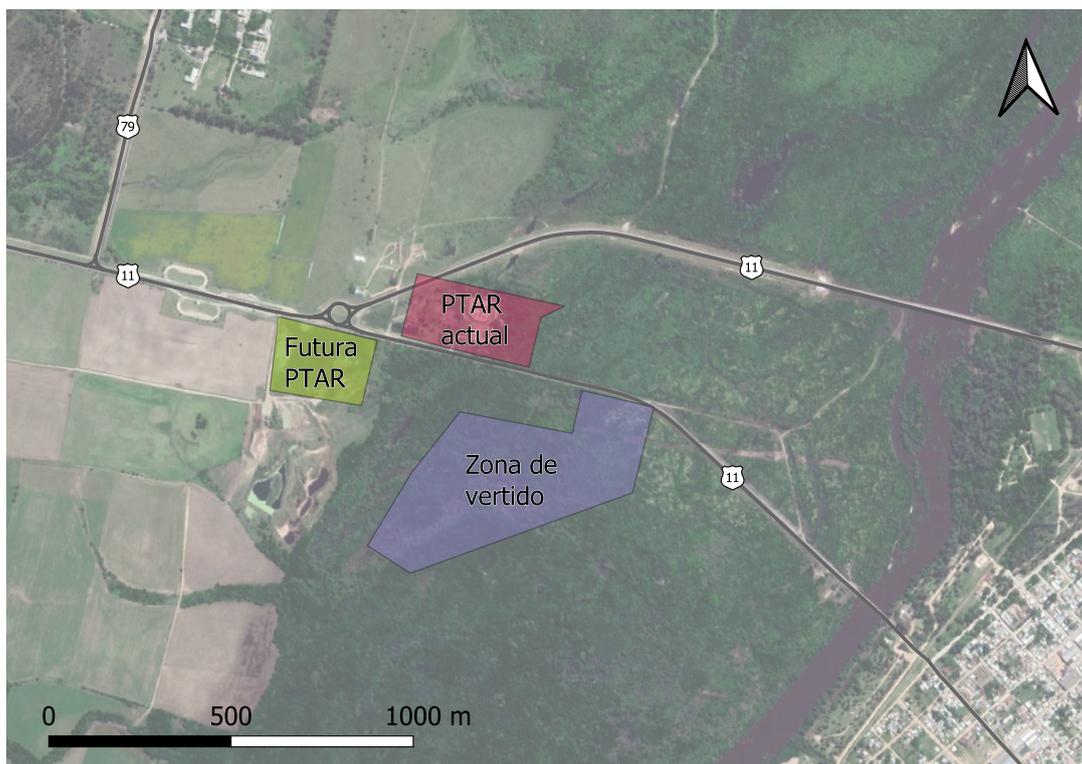


Figura 1.1: Ubicación de PTAR.

Se propone utilizar una tecnología innovadora para el país. En vista de las alternativas disponibles, se decide utilizar el sistema de tratamiento biológico de biomasa adherida en lecho móvil o Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR).

Junto con este apartado se presenta el documento de “Antecedentes y Estudios Básicos”, donde se detalla la información en la que se basa el presente diseño, recopilada en la primera etapa de proyecto. En el mismo se realiza también una evaluación cualitativa multicriterio, para comparar la tecnología seleccionada con un sistema de Lodos Activados con Aireación Extendida (LAAE), con remoción de nutrientes y desinfección. Se utiliza dicha tecnología para la comparación, dado que es la utilizada usualmente por Administración de Obras Sanitarias del Estado (OSE). Del análisis preliminar, se concluye que el sistema MBBR presenta una leve ventaja frente a LAAE desde el punto de vista económico, ya que requiere un menor costo de inversión para la fase constructiva. Además, ocupa menos espacio físico, pero requiere compra de equipos especializados y un mayor consumo de energía. El MBBR presenta ventaja técnica frente a LAAE, ya que teniendo eficiencias de remoción similares, el MBBR puede soportar mayores picos de caudal en tiempo húmedo sin que se produzca lavado del sistema biológico. A su vez presenta facilidad en la operativa al no tener recirculación interna de biomasa.

Capítulo 2

Datos Básicos

La PTAR realiza tratamiento biológico de biomasa adherida con lecho móvil mediante el uso de tecnología MBBR. Recibe por red dinámica las aguas residuales provenientes de Santa Lucía, 25 de Agosto y del Centro CEREMOS (Ex Colonia Etchepare y Santín Rossi). Adicionalmente recibe mediante camiones barométricas las aguas residuales de los sistemas estáticos provenientes de las fracciones sin red de Santa Lucía y 25 de Agosto, y de las localidades de Ituzaingó, Capurro y 18 de Julio.

El horizonte de proyecto adoptado es al año 2050 y está previsto ejecutarse en una única etapa de construcción. La población de diseño así como los caudales de diseño se muestran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1: Población servida y caudales proyectados para el año 2050.

	Población servida	Porcentaje de cobertura
Por red	21.414	81 %
Por barométricas	4.967	19 %
Q_{dis}	77,1 L/s	
Q_{pico}	105,9 L/s	

En la Tabla 2.2 se muestra la caracterización del agua residual, la calidad esperada y las eficiencias de remoción de la PTAR.

El vertido del efluente al río Santa Lucía debe cumplir con los estándares de calidad de agua establecidos en el Decreto 253/79 y sus modificativos, como también con lo establecido en la Resolución Ministerial del MVOTMA (1025/2013) referida a la mejora del cumplimiento ambiental de los vertimientos de origen doméstico en toda la cuenca hidrográfica del río Santa Lucía, exigiendo además la reducción del nivel de nitrógeno y fósforo. En el documento “Antecedentes y Estudios Básicos” se detalla la normativa aplicable.

Tabla 2.2: Concentraciones medias del agua residual, calidad esperada y eficiencia de remoción de la PTAR.

Parámetro	Unidades	Valor estándar (253/79)	Afluente	Efluente	Eficiencia de remoción
DBO _{5,20}	mg/L	60	200	10	95 %
SST	mg/L	150	220	40	82 %
NTK	mg/L	10	42	3	93 %
NO ₃	mg/L	20	-	15	-
NH ₄	mg/L	5	-	3	-
P _T	mg/L	5	5	2	60 %
Coliformes Fecales	UFC/100 mL	5000	10 ⁷	10 ³	99,99 %

Capítulo 3

Descripción de la tecnología de tratamiento

La tecnología de tratamiento MBBR se basa en un sistema de biomasa adherida en el que el medio soporte se encuentra sumergido y con libre movimiento. Este consiste en pequeñas piezas plásticas como las mostradas en la Figura 3.1 que ocupan entre un 40 y 70 % del volumen total del reactor. La principal ventaja frente a otros sistemas de biomasa adherida es la operación continua, ya que no requieren retro lavado ni control del espesor del biofilm (Ødegaard, 1999).

Con respecto a la aireación, la presencia del medio soporte disminuye la eficiencia de las micro-burbujas, mientras que aumenta la eficiencia de las burbujas de tamaño medio. Si bien la eficiencia de aireación sigue siendo mayor para micro-burbujas, la diferencia es menor que en sistemas de biomasa suspendida. Por otro lado, los sistemas de burbujas medias generadas por tuberías perforadas requieren menos mantenimiento que las membranas o piedras porosas que generan las micro-burbujas. Para dicho mantenimiento, es necesario realizar un vaciado de los reactores, debiendo almacenarse el medio soporte durante esta maniobra. Debido a estos factores, es recomendado el uso de aireación mediante tuberías perforadas con orificios de 4 mm (Johnson & Boltz, 2013; WEF, 2010).

La configuración de los MBBR difiere en gran medida con la de lodos activados, debido a que en los últimos se suelen dar tanto la remoción de Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) como la nitrificación en un mismo reactor. Debido a que las bacterias heterótrofas responsables de la remoción de DBO tienen ventaja sobre las nitrificantes, en los MBBR se busca que la nitrificación se de en reactores con baja carga orgánica. De esta forma, se fomenta el crecimiento de bacterias específicas para cada etapa del tratamiento (WEF, 2010).

El parámetro básico de diseño de los reactores es la carga superficial (carga por metro cuadrado de medio soporte). Existen valores recomendados de bibliografía para la tasa de remoción en cada etapa, las mismas dependen de las condiciones dentro del reactor, así como del objetivo del tratamiento y del pretratamiento utilizado. Para cada etapa la carga es referida al parámetro que se quiere remover (DBO, NH_4^+ o NO_3^-) (WEF, 2010).

La cantidad de reactores aireados varía usualmente entre 2 y 6 (2 a 3 reactores para cada función). Aumentar la cantidad de reactores favorece el flujo tipo pistón,

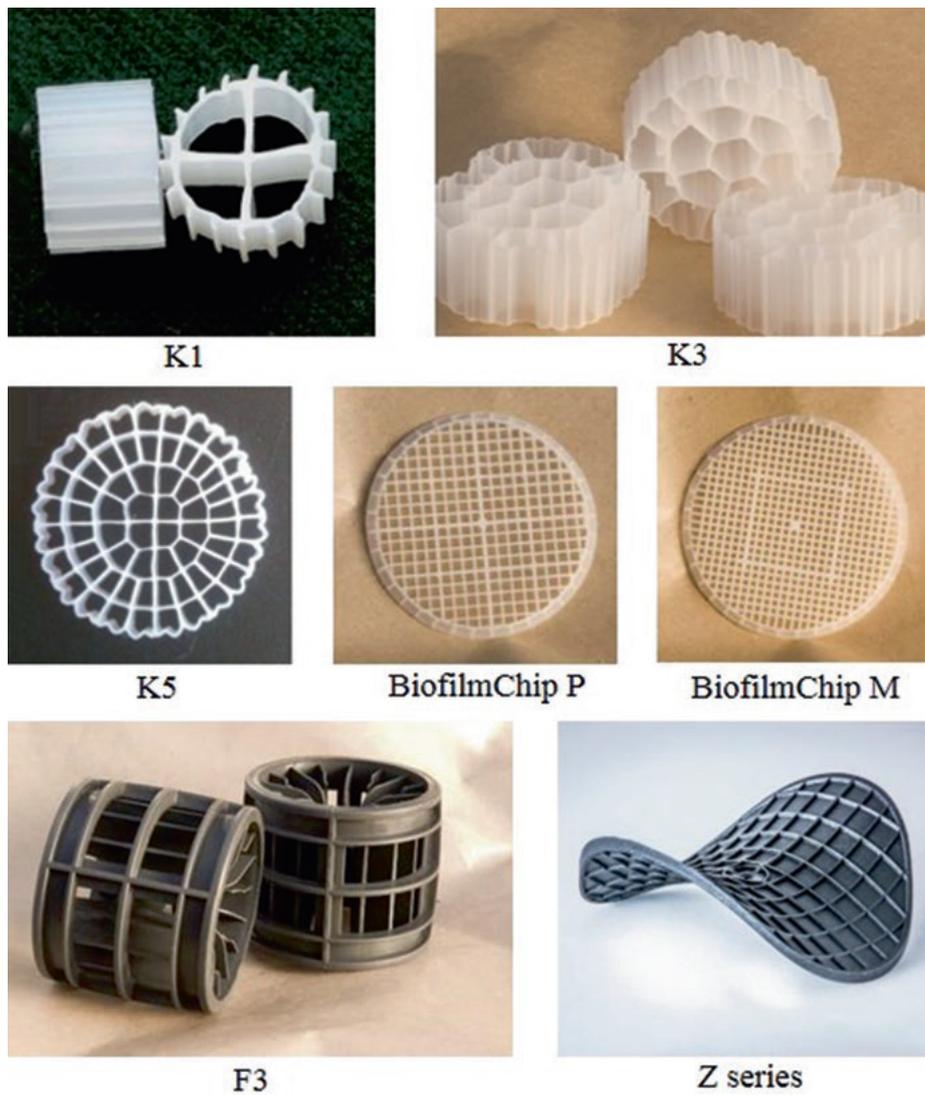


Figura 3.1: Ejemplos de medio soporte para reactores MBBR (Dezotti, Lippel & Bassin, 2018).

reduciendo los cortocircuitos y fomentando que las bacterias que integran el biofilm en cada reactor sean mas especificas para la transformación buscada (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Capítulo 4

Descripción de la PTAR

4.1. Configuración adoptada

El caudal de diseño de la PTAR es de 77,1 L/s y un caudal pico de 105,9 L/s, con un horizonte de proyecto al 2050. El sistema de tratamiento está compuesto por las siguientes etapas:

- Pretratamiento
 - Dos trenes de funcionamiento alternado, cada uno compuesto por:
 - Un tamiz rotativo.
 - Un desarenador de vórtice.
 - Línea de bypass.
- Tratamiento biológico
 - Tres trenes de tratamiento en paralelo, cada uno compuesto por:
 - Dos reactores anóxicos para desnitrificación.
 - Dos reactores aireados para remoción de materia orgánica.
 - Dos reactores aireados para nitrificación.
 - Una cámara para desoxigenación y recirculación de nitratos.
- Clarificación
 - Una línea de coagulación-floculación compuesta por:
 - Una canaleta Parshall.
 - Dos floculadores mecánicos en serie.
 - Tres sedimentadores circulares en paralelo.
- Desinfección
 - Una unidad de desinfección por luz ultravioleta (UV).
 - Un canal de bypass.

- Emisario
- Tratamiento de lodos
 - Dos espesadores en paralelo.
 - Dos digestores en paralelo.
 - Dos centrífugas decantadoras de funcionamiento alternado.

A continuación, se muestra la configuración adoptada y los criterios utilizados para definirla. El caudal de diseño en cada tren es $Q_{dis} = 25,71$ L/s.

Pretratamiento

Para prevenir la acumulación de sólidos inertes dentro del medio soporte de los reactores MBBR, es necesario un pretratamiento más riguroso que para sistemas de biomasa suspendida. Para ello, se utilizan tamices de abertura máxima 6 mm en caso de contar con sedimentación primaria o de 3 mm en caso contrario (WEF, 2010).

Además de ser una exigencia para prevenir la acumulación de sólido en el reactor, el pretratamiento tiene otras ventajas, como ser la remoción de DBO y Sólidos Suspendidos Totales (SST), y el aumento en las tasas de remoción en los reactores posteriores (Rusten, Hem & Ødegaard, 1995).

Para el diseño elegido se supone la existencia de rejillas finas previas al pozo de bombeo (en el predio de la planta actual) con el fin de proteger los equipos de bombeo.

En la planta se ubican dos trenes de pretratamiento, cada uno compuesto por un tamiz rotativo de apertura 3 mm y un desarenador de vórtice. Los mismos están diseñados para operar de forma alternada, por lo que cada uno es capaz de tratar el caudal pico de la planta. Los tamices pueden producir una remoción de entre 25 y 45 % tanto de DBO como de SST, dependiendo de las características del agua residual (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Debido a que no se dispone de información para determinar dicho porcentaje, para el diseño se admite el valor mínimo de 25 % para la remoción de DBO, ya que este es un parámetro crítico. Por otro lado, para los SST se asume el valor medio del rango, resultando en 35 %. La decisión de no incluir sedimentación primaria se basa en minimizar la necesidad de operación, ya que incluso si utilizara sedimentación primaria sería necesaria la instalación de tamices (de apertura 6 mm).

Reactores

Es recomendable utilizar al menos dos reactores para remoción de materia orgánica, de forma que el segundo reactor prepare el agua residual para la etapa de nitrificación.

Se utilizan dos reactores para la nitrificación, ya que de esta forma el último reactor trabaja siempre con concentraciones de materia orgánica despreciables, lo cual aumenta su eficiencia. El diseño elegido consta de dos reactores de forma que en el primero exista una concentración de amonio suficiente para que no sea limitante,

siendo las limitantes el oxígeno disuelto y la DBO. En el segundo reactor es posible despreciar la presencia de materia orgánica y calcular su eficiencia como limitado por la concentración de amonio.

Para decidir la ubicación del reactor de desnitrificación se utiliza el siguiente criterio: se aplica desnitrificación de cabecera en el casos en los que el nitrógeno total en el afluente sea mayor o igual a 30 mg/L y se requiera una eficiencia en remoción de nitrógeno total menor o igual al 70 %. En caso de no cumplirse alguna de las condiciones anteriores se debe utilizar desnitrificación posterior o combinada. (Rusten et al., 1995).

En este caso se asume que no hay nitratos ni nitritos en el afluente, por lo que el nitrógeno total es igual al Nitrógeno total Kjeldahl (NTK) = 42 mg/L. Por otro lado se fijaron como parámetros de salida $\text{NH}_4^+ = 3$ mg/L y $\text{NO}_3^- = 15$ mg/L, lo que resulta en una eficiencia del 57 %. En vista que se cumple con ambos requisitos, se decide el uso de desnitrificación de cabecera. Para lograr una geometría similar a los restantes reactores se decide dividir el volumen necesario en dos reactores.

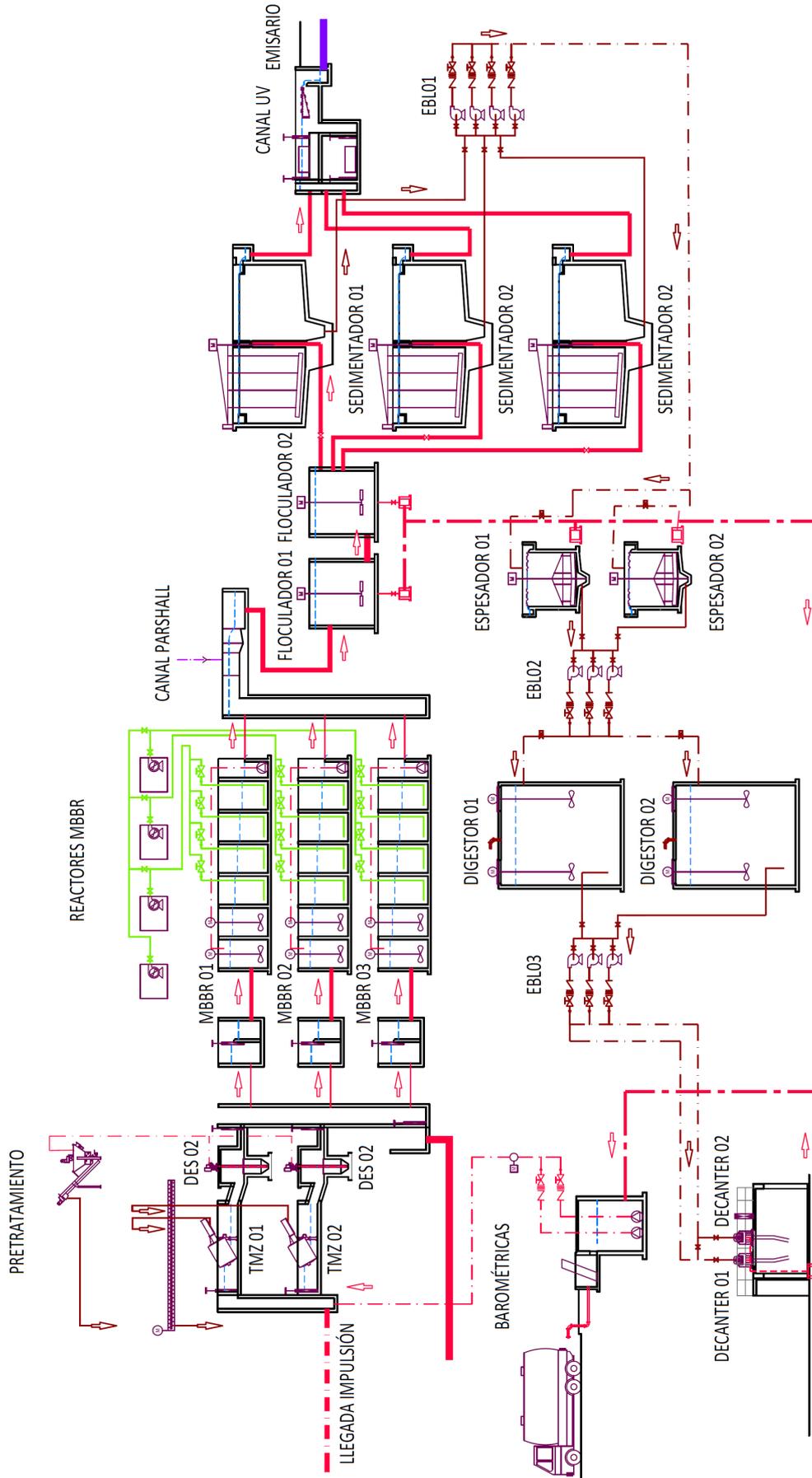


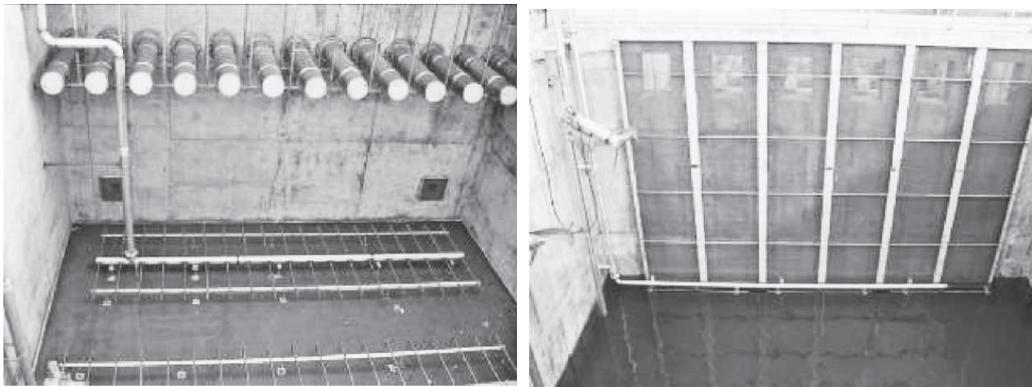
Figura 4.1: Flujograma de PTAR.

Clarificación

Dentro de los reactores, y por lo tanto cuando llega a la etapa de clarificación, el efluente de los MBBR tiene una concentración de Sólidos Suspendedos Volátiles (SSV) de 100-250 mg/L, es decir un orden menos que en un reactor de lodos activados. Esto hace posible utilizar una mayor variedad de métodos para la separación de sólidos, entre las que destacan por su compacidad los sedimentadores de placas paralelas y la flotación por aire disuelto (Ødegaard, Cimbritz, Christensson & Poulsen Dahl, 2010). A pesar de ello se opta por utilizar sedimentadores circulares, debido a su bajo costo de operación y baja necesidad de mantenimiento, además el espacio no es una limitante en el predio de la PTAR.

Retención del medio soporte

Debido a que en cada reactor se genera biomasa especializada para el proceso que se da en él, no se puede permitir el intercambio de medio soporte entre reactores. Para ello se utilizan placas perforadas o mallas que retienen el medio soporte a la vez que permiten el paso del efluente. En los reactores aireados se utilizan tamices cilíndricos ubicados horizontalmente, como los mostrados en la Figura 4.2a, estos se benefician de la corriente ascendente de aire para evitar su obstrucción. En los reactores anóxicos, dada la ausencia de aireación no es favorable el sistema descrito, por lo que utilizan tamices verticales como los mostrados en la Figura 4.2b. Para evitar su obstrucción se instala un sistema de inyección de aire debajo de este que emite pulsos periódicos para desobstruirlo (“air knife”) (Johnson & Boltz, 2013).



(a) Tamiz cilíndrico en posición horizontal.

(b) Tamiz vertical.

Figura 4.2: Sistemas de retención del medio soporte (Johnson & Boltz, 2013).

Sistema de aireación

El sistema de aireación se compone de soplantes, tuberías de distribución, tuberías de bajada, manifolds y aireadores, estos últimos se componen por tuberías perforadas.

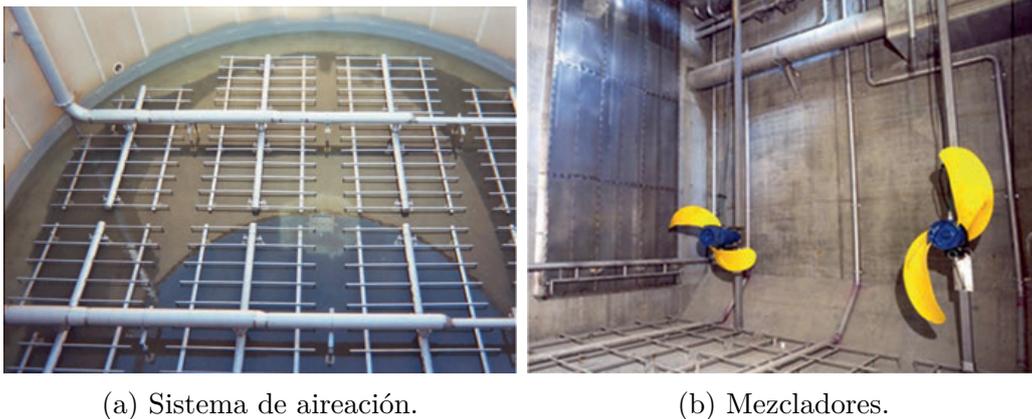
Usualmente se instalan entre 2 y 4 tuberías de bajada por recinto del reactor y las mismas se equipan con válvulas para la regulación del aire. A cada tubería de

4. Descripción de la PTAR

bajada se conectan entre 1 y 3 tuberías de distribución. A su vez desde estas salen difusores formados por tuberías de acero inoxidable de 1" con perforaciones de 4 mm espaciadas entre 30 y 102 mm, las cuales se ubican en el lado inferior de la tubería para evitar el ingreso de sólidos.

Usualmente los difusores se ubican a 0,30 m sobre el fondo del reactor para evitar que los mismos queden sumergidos en lodo en caso de que la aireación se apague. La separación entre difusores varía desde 0,30 a 0,90 metros.

Para evitar que la tubería difusora se tape es usual dejar el extremo libre parcialmente abierto y doblado hacia abajo, la longitud de este remate debe ser tal que iguale la pérdida de carga a través de un orificio. De esta forma los sólidos que ingresen a la tubería de aireación son conducidos por el propio flujo de aire hacia el extremo libre y evacuados por este. Es necesario igualar la extensión de la tubería doblada a la pérdida de carga, ya que en caso de no extenderla lo suficiente se tendría un flujo preferencial por el extremo, atentando contra la uniformidad de la aireación. Por el contrario, si la extensión es excesiva no se tendrá un flujo hacia el extremo, impidiendo la auto limpieza de la tubería (Johnson & Boltz, 2013).



(a) Sistema de aireación.

(b) Mezcladores.

Figura 4.3: Sistemas de aireación y mezcla en reactores MBBR (Johnson & Boltz, 2013).

Tratamiento de lodos

Los lodos producidos en el sistema MBBR se encuentran con menor grado de estabilización que en sistemas de biomasa suspendida. Por esta razón se decide realizar un sistema de estabilización de lodos. La alternativa utilizada para esto es un digestor anaerobio. Previo al ingreso a este, para reducir el volumen necesario de digestor se utiliza un espesador por gravedad. Por último los lodos digeridos son deshidratados mediante centrifugas.

4.2. Recepción del agua residual

4.2.1. Recepción de redes

El colector proveniente de la ciudad de Santa Lucía ingresa a la PTAR actual a una cota de +4,96 m, mientras que la nueva planta se emplaza a una cota de +19,00 m (cotas referidas al Cero Oficial). Se prevé mantener la ubicación del Pozo de Bombeo Principal (PBP) en el predio de la planta actual debido a la gran diferencia de cotas¹. Dicho pozo recibe también la impulsión actual del pozo de bombeo ubicado en 25 de Agosto.

4.2.2. Recepción de barométricas

Para facilitar el control de descargas y minimizar bombeos, la descarga de barométricas se realiza directamente en la nueva planta. Esto implica la necesidad de dos puntos de bombeo del agua residual hacia las unidades de tratamiento.

Se prevé una explanada de hormigón para la recepción de hasta dos camiones en simultáneo. A nivel de piso sobre la zona de descarga, está prevista una reguera para la captación de los desagües de lavados de la explanada.

Se descarga por gravedad a través de un mangón flexible de acople rápido a una tubería de FD DN200 que conduce el líquido de la cisterna a una cámara de hormigón de dimensiones 2,0 m x 1,2 m. Ésta se encuentra equipada con una reja de limpieza manual, conformada por barrotos de sección circular $\phi 10$ y una separación de 10 mm, colocadas en un ángulo de 45° respecto a la horizontal, instalada en un canal de 0,40 m de ancho.

A continuación el agua descarga de forma libre hacia el PBB donde se ubica un deflector para reducir la turbulencia generada y evitar problemas de olores. El pozo es de sección circular de diámetro 3,2 m y una altura útil de 2,50 m, dimensionado para almacenar el volumen de hasta dos camiones. Se prevé una columna de venteo para evacuación de gases generados durante la descarga. Este pozo también recibe las aguas residuales generadas dentro de los edificios de servicio de la planta, así como el líquido proveniente de las etapas de espesado y deshidratación de lodos y las tuberías de vaciado de unidades.

Este pozo se encuentra equipado con dos bombas Flygt NP 3102 en configuración 1+1, y con un agitador de alta velocidad Flygt SR 4610. El mismo busca evitar la deposición de sólidos en el fondo del tanque. El líquido es impulsado hacia el canal de ingreso de pretratamiento a través de una tubería de PEAD DN160 en tramos enterrados y FD DN150 en tramos expuestos. En dicho canal se mezcla con el agua residual proveniente del PBP.

En la Tabla 4.1 se presentan los parámetros de funcionamiento de los equipos de referencia seleccionados.

¹El diseño y adaptación del PBP para horizonte de proyecto a 2050 queda fuera del alcance.

Tabla 4.1: Equipamiento de referencia a instalar en PBB.

Parámetro	Unidad	Valor
Bomba Flygt NP 3102		
Q	L/s	17,2
H	m.c.a.	7,0
P	kW	3,1
Agitador Flygt SR 4610		
w	rpm	1.450
P	kW	0,6

4.3. Pretratamiento

El pretratamiento es integrado por dos trenes en paralelo con funcionamiento alternado, cada uno compuesto por un tamiz rotativo y un desarenador de vórtice, diseñados para el caudal máximo horario al final del período.

4.3.1. Tamices rotativos

Estos equipos retienen sólidos de menor tamaño que las rejas y generan una reducción del contenido orgánico del effluente (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). El objetivo de esta unidad es retener sólidos que podrían acumularse dentro del medio soporte del MBBR, lo que podría reducir su eficiencia.

El equipo de referencia elegido es un tamiz rotativo de placa perforada HUBER ROTAMAT[®] RPPS 1200. El mismo realiza desbaste, lavado, extracción, deshidratación y prensado del residuo, lo que reduce el volumen de sólidos a disponer. La capacidad de tratamiento queda determinada por la luz de malla de chapa perforada y por el tamaño de la cesta. En la Figura 4.4 se exhibe un esquema de funcionamiento de la unidad a instalar.

El tamiz se instala con un ángulo de inclinación de 35°, aumentando la superficie efectiva de tamizado y minimizando la pérdida de carga. El agua entra a flujo forzado² en la cesta frontalmente y atraviesa el tamiz, quedando lo sólidos retenidos en la malla. Dado que se forma un manto de residuos sobre el tamiz, se produce un efecto adicional de retención de partículas más pequeñas que la luz de paso nominal.

Al alcanzar una diferencia de cotas predeterminada aguas arriba y abajo del tamiz, se pone en marcha el mecanismo de autolimpieza. El tambor empieza a girar, transporta los residuos a la parte superior, haciéndolos caer por medio de agua a presión y un cepillo dispuesto en su interior a una tolva situada en el centro del tambor. Desde esta tolva un tornillo sinfín transporta el material de desbaste hacia el tubo de extracción. El tornillo transporta, deshidrata y prensa los residuos y los deposita en un contenedor, evitando la propagación de olores (HUBER SE, 2011).

²Todo el flujo entra al tambor frontalmente y sólo puede continuar atravesando la malla del tamiz. Esto garantiza que los residuos siempre permanezcan dentro de la cesta, sin poder pasar a la zona de aguas limpias incluso en condiciones de aumento de la carga de sólidos o picos de caudal.

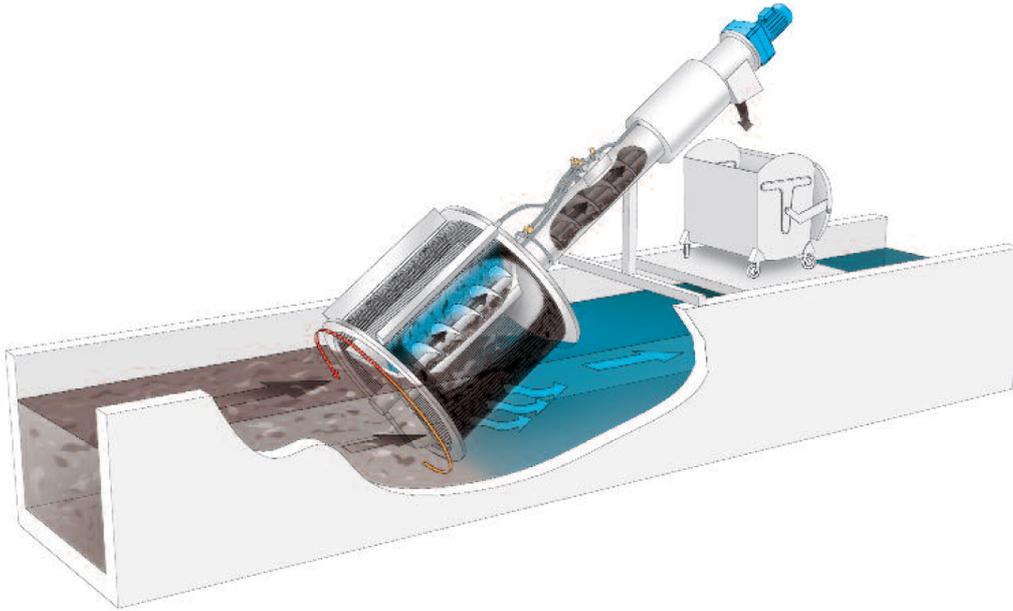


Figura 4.4: Esquema de funcionamiento de tamiz rotativo (HUBER SE, 2011).

En la Tabla 4.2 se muestran los principales parámetros de diseño de la unidad de referencia a instalar.

Tabla 4.2: Parámetros de diseño de tamiz rotativo a instalar (HUBER SE, 2011).

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{máx, oper.}}$	L/s	103
Potencia	kW	1,5
$\alpha_{\text{incl. cesta}}$	-	35°
$\phi_{\text{orif. placa}}$	mm	3,0
ϕ_{cesta}		1.200

4.3.2. Desarenadores

Se prevé una etapa de desarenado para prevenir problemas operativos en el tratamiento, como ser la sedimentación de arena y un mayor desgaste de equipos ubicados aguas abajos. Para esto se opta por utilizar desarenadores de tipo vórtice HUBER VORMAX 2. En la Figura 4.5 se presenta un esquema de funcionamiento del equipo.

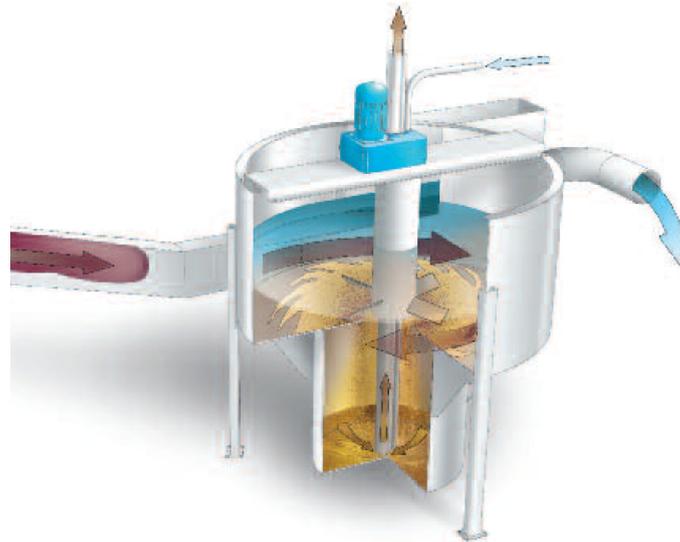


Figura 4.5: Esquema de funcionamiento de desarenador de vórtice modelo VORMAX® (HUBER SE, 2016).

El agua ingresa mediante un canal de entrada, que al ser largo y recto la arena se hunde hasta el fondo del canal. En la cámara de vórtice, se genera un movimiento rotacional tangencial debido al diseño curvo del tanque. Por otra parte, un agitador gira constantemente para ayudar a mantener la circulación de aguas residuales dentro de la cámara de arena, asegurando una velocidad de rotación constante dentro del sistema completo de vórtice. Las partículas de arena debido a su mayor densidad tienden a ingresar dentro del vórtice donde luego son expulsadas hacia el tanque inferior para su sedimentación.

Las arenas sedimentadas son fluidificadas e impulsadas hacia el lavador de arenas mediante la inyección de aire.

En la Tabla 4.3 se presentan los parámetros de funcionamiento de la unidad de referencia seleccionada.

Tabla 4.3: Parámetros de desarenador de vórtice de referencia (HUBER SE, 2016).

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{capacidad}}$	L/s	110
Rotación	-	360°
P	kW	0,75
$Q_{\text{arenas fluid.}}$	L/s	6 - 16

4.3.3. Lavador de arenas

Se prevé una instancia de lavado de las arenas extraídas. El objetivo es separar contenido orgánico adherido a las partículas de arena, reduciendo olores³ (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

³Las arenas limpias pueden ser reutilizadas, por ejemplo en la industria de la construcción (HUBER SE, 2016)

La unidad de referencia seleccionada es un lavador de arenas marca HUBER modelo COANDA RoSF4 de 8 L/s de capacidad.

Como se observa en la Figura 4.6 la mezcla de arena, materia orgánica y agua ingresa (1) a través de una cámara de vórtice (2), donde se genera un movimiento rotacional. El flujo continúa por la tulipa COANDA (3), adhiriéndose a sus paredes curvas, convirtiéndose en un flujo horizontal.

Este cambio de dirección produce la separación de las arenas con el agua, conduciendo las arenas sucias hacia el fondo y el líquido hacia la cámara distribuidora de caudales (5). Las arenas depositadas en el fondo son lavadas mediante la inyección de agua limpia (7) donde hay un agitador (8) que ayuda a mantener las arenas fluidificadas y realizar el lavado de forma más eficiente.

Finalmente, la arena limpia es extraída por un tornillo sinfín (11) que la deshidrata.

En la Tabla 4.4 se presentan los parámetros de funcionamiento del lavador de referencia seleccionado.

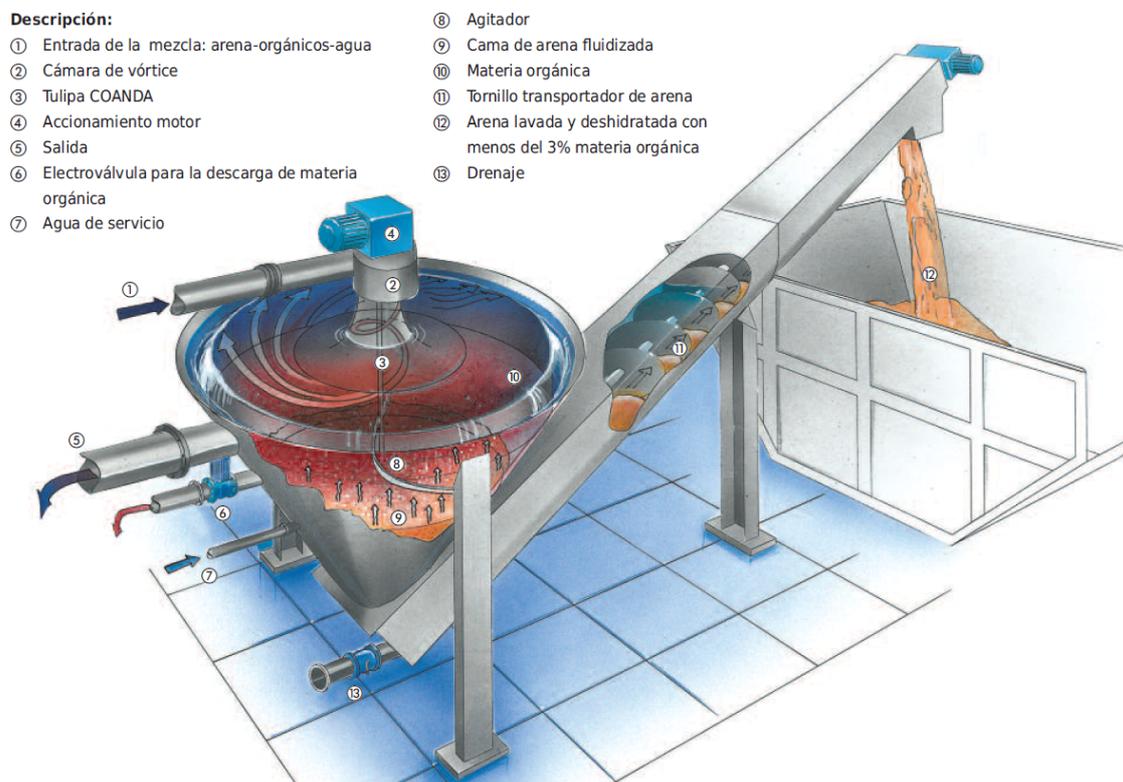


Figura 4.6: Esquema de funcionamiento de lavador de referencia (HUBER SE, 2013).

Tabla 4.4: Parámetros de lavador de arenas de referencia (HUBER SE, 2013).

Parámetro	Unidad	Valor
Q_{in}	L/s	8,0
Eficiencia separación 0,2 mm	-	95 %
P	kW	1,75

4.3.4. Cámara distribuidora de caudales CDQ

El agua pretratada es conducida a una cámara distribuidora de caudales, que consta de un canal de ancho 2,00 m y largo 2,10 m. Éste desemboca en tres vertederos de ancho 30 cm equipados con compuertas tipo Stop log. Cada vertedero, descarga en forma libre en una cámara donde una tubería de FD DN250 capta el agua y la conduce a un tren de tratamiento, ver lámina L-06.

4.3.5. Bypass de agua pretratada

Para casos en los que se deba sacar de funcionamiento total o parcialmente el tratamiento biológico, se prevé un bypass hacia la cámara cero del emisario.

Se dispone de una tubería PEAD DN400 para derivar el flujo desde la cámara distribuidora de caudales, equipada con una compuerta mural de marco manual 0,75 x 0,60 m.

4.4. Tratamiento biológico

El tratamiento biológico consta de tres trenes de tratamiento los cuales funcionan en paralelo. Cada tren está compuesto por seis reactores en serie con un volumen útil de 103 m³ cada uno.

Los trenes de tratamiento están conformados de la siguiente forma, los dos primeros reactores son destinados a la desnitrificación de cabecera, cada uno equipado con un mezclador en sobre una pared lateral y tamices verticales sobre la pared saliente, este último retiene el medio soporte dentro del reactor.

Los dos reactores intermedios son destinados a la remoción de materia orgánica, y los dos últimos a la nitrificación. Estos cuatro se encuentran equipados con sistemas de aireación mediante tuberías perforadas y tamices cilíndricos en posición horizontal para la retención del medio soporte.

Tabla 4.5: Geometría de los reactores

Parámetro	Unidad	Valor
L	m	3,40
B	m	6,70
H_{util}	m	4,50
H_{total}	m	6,00

Cada una de estas etapas del tratamiento se encuentra dimensionada para una tasa de remoción, la cual depende de: la función del reactor, la carga que recibe y el tratamiento previo. En la Tabla 4.6 se muestran las eficiencias (Ef), las tasas de remoción (TR), los rangos recomendados para estas, y la fracción ocupada por el medio soporte (f_{oc}).

Luego del último reactor de cada tren se ubica una cámara de desoxigenación. Esta funciona como pozo húmedo para la bomba de recirculación de nitratos, evitando la succión del medio soporte. A su vez ofrece un tiempo de retención libre de

Tabla 4.6: Eficiencias, tasas de aplicación y remoción adoptadas.

Reactor	Parámetro	Ef	TR g/m ² · d		f_{oc} %
			Adoptada	Recomendada	
Desnitrificación 1 y 2	NO_3^-	98 %	0,49	0,2-1,0	49
Remoción de DBO 1	DBO	80 %	10,0	8-15	52
Remoción de DBO 2	DBO	90 %	2,7	< 4	43
Nitrificación 1	NH_4^+	41 %	0,85	0,4-1,4	60
Nitrificación 2	NH_4^+	83 %	1,01	0,4-1,4	60

aireación para la disminución del oxígeno disuelto, lo que reduce el impacto negativo dado por la incorporación de oxígeno a los reactores anóxicos.

Todos los reactores poseen igual geometría, la misma se muestra en la tabla Tabla 4.5. El medio soporte utilizado como referencia es Kaldness K1, con superficie específica de $S_{esp} = 500\text{m}^2/\text{m}^3$.

4.4.1. Reactores para remoción de materia orgánica

La remoción de materia orgánica se da en los dos reactores centrales de cada tren. Donde el primero se encuentra diseñado para una tasa de aplicación superficial de DBO intermedia y el segundo para una tasa baja de forma de preparar el efluente para la posterior nitrificación. Ambos reactores funcionan con una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/L. En la Tabla 4.7 se muestran los principales parámetros de cada reactor.

Tabla 4.7: Resultados, reactores para remoción de DBO.

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
$[DBO]_{in}$	mg/L	150	30
Ef	-	0,8	0,9
TR_{DBO}	g/m ² · d	10,0	2,7
f_{oc}	-	0,52	0,43
$[DBO]_{salida}$	mg/L	30	3

4.4.2. Reactores de nitrificación

Los reactores de desnitrificación son los dos últimos de cada tren, se considera que la nitrificación en el primero de estos se encuentra limitada por la concentración de oxígeno, mientras que en el segundo se encuentra limitada por la concentración de amonio. Ambos reactores funcionan con una concentración de oxígeno disuelto de 4 mg/L.

A continuación se muestran los parámetros de diseño de cada uno de los reactores, así como los parámetros resultantes del diseño. En la Tabla 4.8 se muestran los principales parámetros de cada reactor.

Tabla 4.8: Resultados, reactores de nitrificación

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
$[NH_4^+]_{in}$	mg/L	29,0	17,2
Ef	-	41 %	83 %
TR_{amon}	g/m ² · d	0,85	1,01
f_{oc}	-		0,60
$[NH_4^+]_{ef}$	mg/L	17,2	3

4.4.3. Reactores de desnitrificación

Los dos primeros reactores de cada tren están destinados a la desnitrificación, debido a la baja dependencia entre la concentración de nitratos y tasa de remoción de los mismos ambos reactores son dimensionados de igual forma, a efectos prácticos se consideran como un único reactor compartimentado. La concentración de nitratos al ingreso está dada por la recirculación de nitratos (RI), la misma se expresa como porcentaje del caudal entrante a la planta.

Tabla 4.9: Resultados, reactores de desnitrificación.

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
$[NO_3]_{in}$	mg/L	29,0	
Ef_{total}	-		98 %
TR_{nit}	g/m ² · d		0,49
f_{oc}	-		49 %
RI	-		0,75 %

A diferencia de los otros reactores que utilizan la aireación para mantener la mezcla completa, en los reactores anoxicos es necesario realizar agitación mecánica. Para lo cual cada uno de los mismos se encuentra equipado con un mixer Xylem SR 4430 de 26 rpm y potencia 4,3 kW. Se disponen centrados en una de las paredes cortas, de forma tal que la parte inferior del aspa se ubique a 50 cm del fondo, ver lámina L-07.

4.4.4. Cámaras de desoxigenación

La cámara consiste en un compartimento de igual ancho y altura que los reactores biológicos y un largo de 1,20 m, suficiente para permitir el ingreso de un operario para realizar tareas de mantenimiento.

Dentro de la cámara se ubica la bomba de recirculación de nitratos, dicha recirculación tiene un caudal (RI) igual a 3/4 caudal de diseño de cada tren de tratamiento. El equipo seleccionado es una bomba centrífuga Flygt NP 3085 MT 1 Adaptive 462, el punto de funcionamiento es $Q=19,3$ L/s y $H=4$ m.c.a. En cada una de las tres cámaras de desoxigenación se instala una de estas bombas equipada con sistema de acople fácil con guías, debe mantenerse una bomba adicional sin instalar como respaldo. La impulsión hacia la cabecera del tratamiento consta de una tubería de FD DN150 equipada con un caudalímetro y válvula de retención a bola para evitar

su vaciado. Adicionalmente cuenta con una válvula de compuerta y una derivación hacia un reactor contiguo para permitir el bombeo cruzado.

La cámara posee también dos mixers de alta velocidad tipo Flygt SR 4610 de 1.400 rpm y potencia 0,95 kW. Estos se instalan para evitar la sedimentación dentro de la cámara.

La pared saliente de la unidad funciona como vertedero asegurando una profundidad de agua dentro de la misma de 4,5 m. El agua vertida desde esta unidad es captada por un canal unificador de caudales de 1,2 m de ancho, el cual conduce el agua hacia la clarificación.

4.4.5. Interconexiones

El pasaje entre los reactores y hacia la cámara de desoxigenación se realiza por medio de 7 orificios circulares de 0,6 m de diámetro ubicados en dos niveles, los cuatro superiores con los ejes a una altura de 2,6 m y tres inferiores a 1,9 m, ambos medidos desde el fondo de la unidad. Estos orificios son protegidos por tamices para la retención del medio soporte.

En los reactores aireados los tamices son cilíndricos de igual diámetro que los orificios y 2 metros de largo. Estos se ubican directamente frente a los orificios.

En los reactores anóxicos los tamices son verticales ubicados paralelos a la pared saliente de reactor cubriendo toda la superficie con una separación a esta de 0,15 m.

Se dispone de orificios adicionales, cuadrados de 0,5 metros de lado próximos a una esquina inferior de cada reactor, los mismos permiten el pasaje del agua durante las operaciones de llenado y vaciado. En el caso de los reactores aireados los mismos son cubiertos por tamices verticales con igual apertura que los tamices de los reactores anóxicos. En estos últimos no es necesaria la disposición de tamices ya que los orificios son precedidos por el tamiz vertical del reactor.

Las paredes exteriores de los reactores y de separación entre trenes de tratamiento tienen una altura de 6,0 m medidas desde el fondo de la unidad. Por otro lado, las divisorias entre reactores de un mismo tren tienen una altura de 5,60 m, sobre estas se encuentran tamices de desborde con una altura de 0,4 m. Estos están destinados a evitar la migración del medio soporte ante problemas operativos que deriven en aumentos del nivel de los reactores.

Adicionalmente para evitar la acumulación de sólidos en estas cámaras cada una dispone de dos agitadores tipo Flygt SR4610 de potencia 0,9 kW y 1400 rpm.

Cada tren de tratamiento posee una tubería de vaciado en FD DN300 ubicada en el fondo de la cámara de desoxigenación. La misma conduce hacia el pozo de barométricas a través de la red de desagües.

4.4.6. Aireación

4.4.6.1. Caudal de aire

El caudal de aire requerido en los reactores de remoción de DBO esta dado por el consumo de oxígeno requerido para la degradación biológica de la materia orgánica y la respiración de los microorganismos. Por otra parte, en los reactores de nitrificación, el oxígeno requerido depende de la cantidad de amonio removido.

4. Descripción de la PTAR

La demanda de oxígeno se ve afectada por factores propios de cada reactor, lo cual repercute en el caudal de aire a suministrar.

La tasa de transferencia de oxígeno considerada es de 12 gramos de oxígeno por metro cúbico de aire suministrado y por metro de sumergencia. Se considera el escenario de operación normal de la planta con concentraciones de Oxígeno Disuelto (OD) de 2 mg/L en los reactores para la remoción de DBO y de 4 mg/L en los de nitrificación, condición para la cual se optimiza el sistema de aireación. Por otra parte se considera el escenario de máxima aireación con concentraciones de 3 y 6 mg/L respectivamente para la cual se seleccionan los soplantes. El caudal de oxígeno requerido por cada reactor en estas condiciones es el mostrado en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10: Caudales de aire requeridos en cada reactor

Parámetro	Unidad	DBO 1	DBO 2	Nitrificación 1	Nitrificación 2	Total
OD_{op}	mg/L	2	2	4	4	-
$Q_{aire,op}$	m ³ /d	5.929	1.685	4.382	5.266	17.263
OD_{max}	mg/L	3	3	6	6	-
$Q_{aire,max}$	m ³ /d	6.843	1.945	6.986	8.288	23.971

4.4.6.2. Sistema de aireación

Se instalan cuatro soplantes tipo Lobular de velocidad variable, tipo Atlas Copco ZL2 de potencia 22 kW en configuración 3+1. Cada soplante es capaz de erogar un caudal máximo de aire de 1.059 m³/h hacia un tren de tratamiento.

La distribución desde los soplantes a los reactores se realiza mediante tuberías de acero inoxidable de 4" de forma tal que cada soplante alimenta a los cuatro reactores aireados de un tren, así como a los inyectores de aire para desobstrucción de los tamices verticales ubicados en los reactores anóxicos. En caso de requerir mantenimiento en alguno de los soplantes, se tiene un soplante de respaldo conectado a las tuberías de las anteriores mediante un manifold.

A las tuberías de distribución se conectan dos tuberías de bajada por reactor, las cuales son de acero inoxidable de 3", estas cuentan con válvulas mariposa para la regulación de caudal en el ingreso a cada reactor. Cada una alimenta un manifold de aireación, el cual consiste en una tubería del mismo material y diámetro en posición horizontal con un largo de 2,8 m. Los difusores se ubican a ambos lados del manifold y su cantidad varía dependiendo del reactor.

Los difusores constan de tuberías de acero inoxidable de 1z orificios de 4 mm separados 102 mm entre ellos, los mismos se ubican sobre el lado inferior de la tubería para evitar el ingreso de sólidos. Estas tuberías se ubican a 0,3 m del fondo de los reactores y se encuentran montadas sobre un soporte hecho del mismo material. Los difusores cuentan con un remate descendiente de 0,23 m y punta achatada. Este remate iguala la pérdida de carga a través de los orificios, de esta forma se genera flujo moderado hacia el mismo para favorecer la auto limpieza de la tubería.

Se busca que el caudal de aire por orificio sea uniforme de 1,75 m³/h/orificio. Todos los difusores son iguales, por lo tanto para cumplir con los requisitos de oxígeno de cada reactor se varía la cantidad de difusores por manifold.

En la Tabla 4.11 se presentan las geometrías y parámetros comunes a todos los reactores y en la Tabla 4.12 los particulares de cada uno. Se verifica que la velocidad de flujo en los manifolds no supera los 13 m/s.

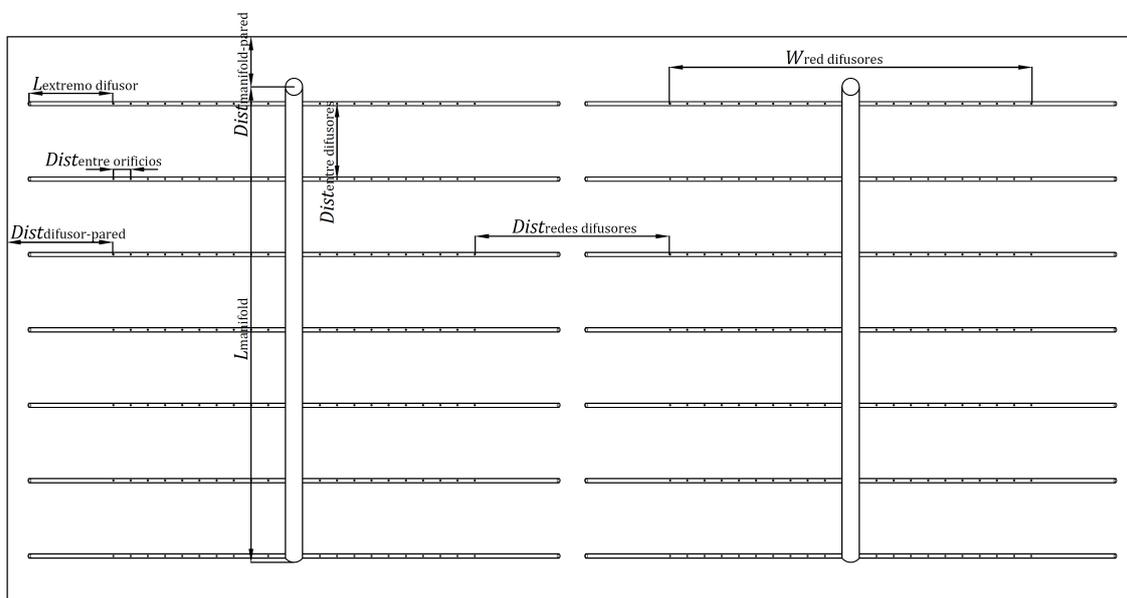


Figura 4.7: Parámetros geométricos de sistema de aireación.

Tabla 4.11: Parámetros comunes de aireación para todo los reactores.

Parámetro	Unidad	Valor
$Dist_{\text{manifold-pared}}$	m	0,30
L_{manifold}	m	2,80
$W_{\text{red difusores}}$	m	2,20
ϕ_{manifold}	mm	76
$L_{\text{extremo difusor}}$	m	0,50
$Dist_{\text{entre orificios}}$	mm	102
$N_{\text{orificios/difusor}}$	-	7
$Dist_{\text{redes difusores}}$	m	1,00
$Dist_{\text{difusor-pared}}$	m	0,60
$N_{\text{manifold, ancho}}$	-	2

Tabla 4.12: Parámetros de aireación para cada reactor.

Parámetro	Unidad	DBO 1	DBO 2	Nitrificación 1	Nitrificación 2	Admisible
$Dist_{\text{entre difusores}}$	m	0,45	0,90	0,75	0,60	-
$N_{\text{difusores/manifold}}$	-	12	6	8	10	-
$N_{\text{total orificios}}$	-	168	84	112	140	-
Q'_{orificio}	m ³ /h/orificio	1,47	1,59	1,63	1,57	1,60 – 1,75
v_{manifold}	m/s	3,8	2,0	2,8	3,4	≤ 13

4.5. Clarificación

Debido a la baja concentración de SST en la salida del tratamiento biológico (un orden menor que en procesos de biomasa suspendida) es necesaria la desestabilización de las partículas para favorecer la formación de flóculos. Para ello, se opta por implementar etapas de coagulación y floculación previas a la sedimentación.

La coagulación se realiza mediante adición de cloruro férrico previo a una canaleta Parshall en la cual se da la mezcla rápida. La aplicación de este producto es necesaria para la remoción de fisicoquímica de fósforo requerida para cumplir con los estándares de vertido, el cual limita la concentración de fósforo en el efluente a 5 mg/L.

4.5.1. Canaleta Parshall

La mezcla rápida se realiza con una canaleta tipo Parshall de 2' de garganta que admite un rango de caudales de entre 35 L/s y 106 L/s, ver lámina L-09. Previo al resalto de canaleta se aplica coagulante y mediante la instalación de un sensor de nivel aguas arriba del mismo se tendrá la medición del caudal a ser tratado. Esta medida permite regular el dispositivo de dosificación

La eficiencia de la mezcla rápida esta dada por el tiempo de contacto y el gradiente de la mezcla. En la Tabla 4.13 se indican los valores de referencia de acuerdo a (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). La geometría del canal se muestra en la Tabla 4.14.

Tabla 4.13: Gradiente y tiempo de mezcla para caudal de diseño

Parámetro	Unidad	Obtenido	Recomendado
T	s	1,2	< 1
G	s^{-1}	1052	1000-6000

Tabla 4.14: Dimensiones estandarizadas de canaleta Parshall con W=2' (unidades en mm).

Tipo	2'
W	0,6096
A	1,525
B	1,495
C	0,914
D	1,206
E	0,914
F	0,61
G	0,941
K	0,076
N	0,229
k	0,795
N	0,645

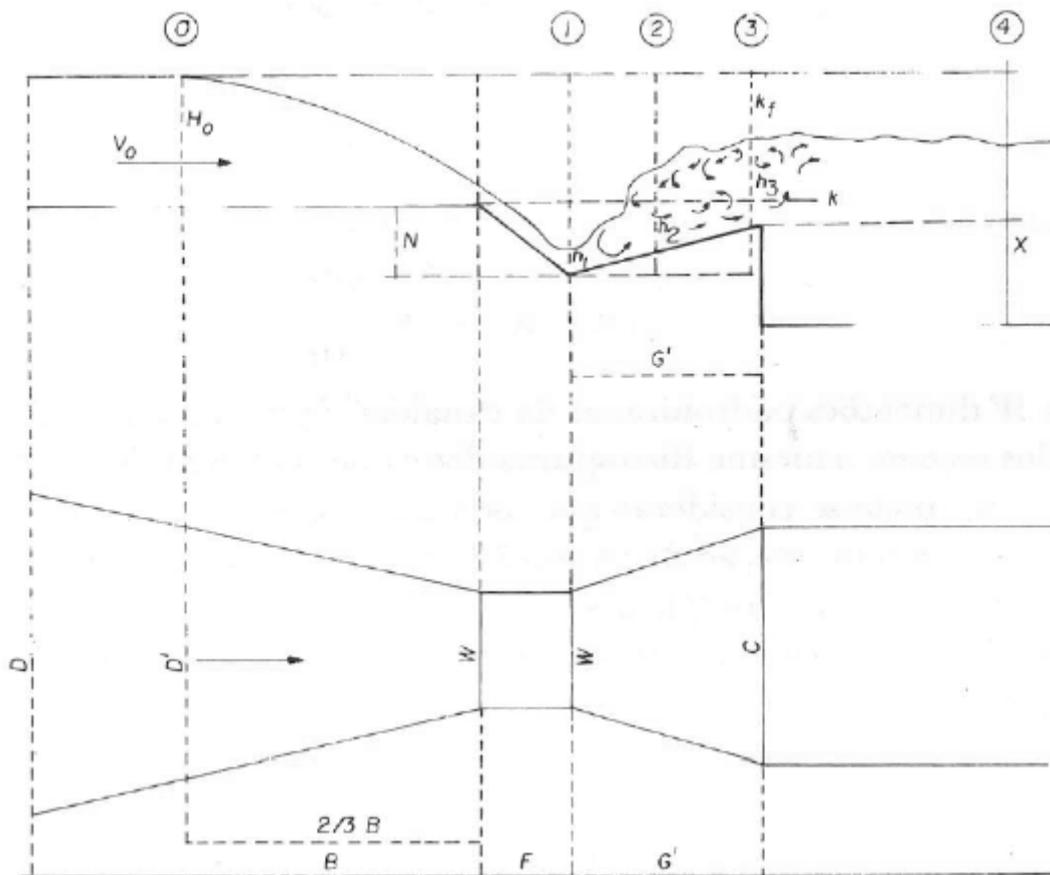


Figura 4.8: Esquema de canleta Parshall

La interconexión entre la canaleta Parshall y las unidad de floculación se hace a través de una tubería de FD DN300. La misma sale desde el fondo de la canaleta en la zona aguas abajo del resalto e ingresa de forma sumergida al floculador 01.

4.5.2. Floculadores

El agua proveniente de la canaleta parshall ingresa al proceso de floculación donde se favorece la formación de floculos para luego ingresar al sedimentador secundario. La misma se realiza mediante floculación mecánica con agitadores de turbina de flujo axial equipados con un juego de eje y paletas de velocidad variable para poder ajustar el gradiente de la mezcla (G) en el rango de 50-100 s⁻¹, gradientes adecuados para aguas residuales (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se ha considerado colocar dos etapas en cámaras independientes con gradientes de velocidad decrecientes para evitar la ruptura de los floculos. Por otro lado, la eficiencia de floculación aumenta con el número de cámaras en serie (Arboleda, 2000)

El número de agitadores y de paletas en los floculadores determina la energía comunicada al líquido (Arboleda, 2000), se considera que el área total de paletas no debe ser mayor del 15 a 20 % de la sección transversal del tanque con el objeto de prevenir la rotación general del líquido alrededor del eje, disminuyendo la eficiencia de la agitación.

Se colocan dos tanques comunicados entre si por una tubería de PEAD DN400. Dicho diámetro fue diseñado de forma tal que el gradiente dentro de la misma sea como máximo un 20 % mas que el gradiente de la primera etapa. La geometría de ambos tanques es cilíndrica de diámetro 4,30 m y 3,70 m de altura total, de las cuales 3,24 m son altura útil. Los mismos poseen deflectores de ancho 0.36 m para evitar la rotación del fluido solidaria a las paletas. Cada floculador posee un tiempo de retención hidráulico de 10 minutos para el caudal de diseño, ver lámina L-09.

A continuación el agua floculada es conducida mediante tres tuberías de salida con tramo de bajada en FD DN250 equipado con una válvula mariposa y en los tramos horizontales hasta la entrada de cada sedimentador en PEAD DN250

En la Tabla 4.15 se muestra la geometría de paleta adoptada y las velocidades de giro obtenidas.

Tabla 4.15: Parámetros de floculación para caudal de diseño

Parámetro	Unidades	Floculador 1	Floculador 2
G	s ⁻¹	100	80
Ancho de paleta	m	0,6	0,6
Altura de paleta	m	0,15	0,15
Velocidad de giro	rpm	30	26
Potencia	kW	0,60	0,60

4.5.3. Sedimentadores

La clarificación se realiza por gravedad mediante tres sedimentadores circulares conformados por tanques de hormigón armado de 10 metros de diámetro y 5,5 m

de altura total, con altura útil de 4,0 m. Donde el líquido clarificado es captado mediante canaletas de recolección perimetral y conducido mediante tuberías a la etapa de desinfección, ver lámina L-10.

Los lodos acumulados en el fondo son conducidos mediante barredores mecánicos a la tolva de recolección desde donde son bombeados a la línea de tratamiento de lodos. A nivel superficial y mediante el mismo mecanismo de barrido mecánico las espumas y flotantes son arrastradas a la caja de espumas. La descripción de la tolva de lodos se puede encontrar en la sección Sección 4.8.2.

4.5.3.1. Zona de sedimentación

Debido a que el tratamiento incluye nitrificación y remoción fisicoquímica de fósforo con adición de cloruro férrico, sin sedimentación primaria se consideran las siguientes tasas de sedimentación: $TS_{med} = 1,31 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ para el caudal de diseño ⁴ y $TS_{máx} = 1,79 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ para caudal pico. Los valores anteriores son validos para alturas de sedimentación $H_{sed} \geq 3,0 \text{ m}$ (Ødegaard et al., 2010).

Se dimensiona el área del sedimentador para caudal de diseño dado que es el más restrictivo. Luego se verifica que para el caudal pico no se supere la tasa recomendada.

La altura se define según recomendaciones de diseño en 4,0 m (WEF, 2005; Ødegaard, 2019). Adicionalmente, se provee una pendiente de fondo de 5% para facilitar el arrastre de los lodos hacia las tolvas (WEF, 2005). Dicha pendiente se da desde el perímetro de la unidad hasta la mitad de la tolva, luego continúa horizontal.

Tabla 4.16: Parámetros de diseño y geometría adoptada en cada sedimentador.

Parámetro	Unidad	Q_{dis}	Q_{pico}
Q	m^3/h	93	127
TS_{adm}	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	1,33	2,06
$A_{sed,min}$	m^2	69,5	61,8
D	m		10
A_{sed}	m^2		78,5
TS	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	1,18	1,62
H	m	4,0	
Pendiente fondo	-	5%	

4.5.3.2. Mecanismo de ingreso

El ingreso al sedimentador se da por una columna vertical conformada por una tubería de FD DN250 con cuatro aberturas laterales mediante cortes espaciados a 45° , los mismos tienen un ancho b_o y una altura h_o . Estos descargan a la zona de alimentación, delimitada por una campana deflectora. La cual consiste en una chapa de acero inoxidable de diámetro Φ_D y altura H_D .

⁴Este valor es recomendado para caudal máximo horario en un día medio. En el presente proyecto se toman valores de $K_1 = K_2 = 1,5$, por lo tanto los caudales máximos horarios en un día medio y medio horario en el día de mayor consumo resultan iguales.

Tabla 4.17: Mecanismo de ingreso al sedimentador

Parámetro	Unidad	Valor
Φ_T	m	250
# Orificios	-	4
b_O	m	0,09
h_O	m	0,18
Φ_D	m	2,00
H_D	m	2,00

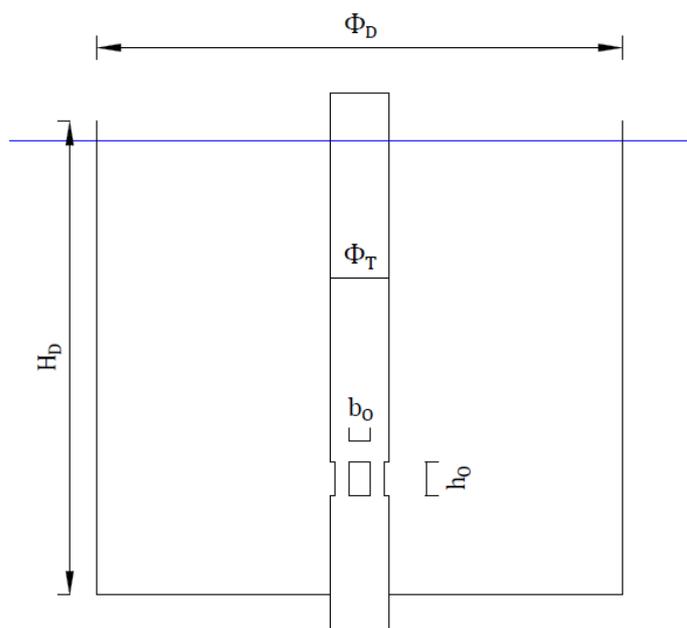


Figura 4.9: Mecanismo de ingreso al sedimentador

El diámetro de la tubería es tal que velocidad v_t en la misma no supera el valor recomendado para el caudal pico (WEF, 2005). Por otro lado la velocidad de pasaje a través de los orificios laterales V_o es menor que la velocidad en la tubería para evitar aumentos en el gradiente de velocidad que puedan romper los flocúlos.

Los orificios se ubican a 0,54 m de la superficie del sedimentador de forma de no superar la sumergencia máxima de 0,75 m (WEF, 2010) para ninguna condición de funcionamiento.

La tubería se encuentra en un área encerrada por un deflector de acero inoxidable de 2,0 m, el mismo evita el flujo radial desde los orificios hacia los vertederos. Este posé pequeñas aberturas en la parte superior para permitir la salida de espumas y flotantes, evitando su acumulación y permitiendo que sean arrastradas por el barredor hacia la caja de espumas.

Los valores de diseño y recomendaciones se muestran en la ??.

4.5.3.3. Puente barredor

Cada sedimentador esta equipado con un puente barredor de tracción periférica que conduce el lodo sedimentado hacia la tolva de recolección. El barredor está constituido por dos brazos que giran 0,1 rpm mediante un motor que contiene un motorreductor. Adosado a nivel de superficie se tiene barredor de espumas y flotante que conduce las mismas a la caja de recolección.

Para la recolección de la espuma se tiene previsto una caja de acumulación de 0,5x0,5m con fondo cónico y una tubería FD DN150 de salida hacia el pozo de bombeo seco en configuración 1+1 donde es impulsada mediante una tubería de PEAD DN160 hacia los digestores de lodos.

4.5.3.4. Vertederos y canal de recolección

El líquido clarificado ingresa a la canaleta de recolección de sección rectangular 0,30 m de ancho y 0,36 m de profundidad. El ingreso a la misma se da mediante una pantalla de vertederos triangulares de pared delgada en acero inoxidable, los cuales se ubican sobre la canaleta con una altura de 0,10 m. La pantalla de vertederos tiene una longitud total de 31,4 m y opera a una tasa de 145,7 m³/d/m. Esta descarga libre hacia la cámara de salida del sedimentador, la misma tiene sección cuadrada de 0,40 m de lado. Desde la cual se conduce el agua clarificada hacia el sistema de desinfección.

Previo a los vertederos se ubica una pantalla deflectora de acero inoxidable de 0,3 m de altura. La misma evita el arrastre de espumas y flotantes al canal de recolección de agua clarificada.

4.5.3.5. Tubería de agua clarificada

La conexión desde la cámara de salida del sedimentador hasta el sistema de desinfección UV se realiza mediante tuberías PEAD DN200 en los tramos enterrados y FD DN200 en tramos expuestos. Estas tuberías descargan sumergidas dentro de la cámara de alimentación del UV.

4.6. Desinfección

La desinfección es la última etapa del tratamiento, que busca inactivar los microorganismos patógenos contenidos en el agua para dar cumplimiento con el estándar de vertido en lo que refiere a coliformes fecales. La desinfección del efluente tratado se realiza mediante un sistema de radiación ultravioleta.

En la Tabla 4.18 se detallan los parámetros del agua clarificada hacia unidad de desinfección.

En condiciones de operación normal, es de esperar que el valor de coliformes fecales en el efluente desinfectado sea menor a 1.000 UFC/100 ml, cumpliendo con los estándares de vertido a curso del Decreto 253/79.

Tabla 4.18: Parámetros de control en la desinfección.

Parámetro	Unidad	Valor
[SST]	mg/L	40
Temperatura	°C	15
Dosis mínima	mJ/cm ²	65

4.6.1. Canal de lámparas UV

El efluente clarificado proveniente de los tres sedimentadores ingresa al sistema de desinfección a través de tres tuberías FD DN200. Éstas descargan a una cámara que contiene una pantalla perforada para uniformizar el flujo antes de entrar al canal. Es posible anular el flujo hacia el canal retirando la placa y colocando una compuerta Stop Log.

En el canal se dispone de una unidad de desinfección por luz ultravioleta tipo WEDECO TAK Smart™ 4-4, equipada con un banco de cuatro módulos, de ocho lámparas cada uno.

En la Tabla 4.19 se presentan los parámetros geométricos de ambos canales, recomendados por el proveedor.

Tabla 4.19: Geometría de unidad de desinfección UV.

Componente	Unidad	Valor
Cámara ingreso CIUV		
Ancho		2,20
Largo	m	0,70
Profundidad		1,40
Canal de lámparas		
Ancho		0,95
Largo	m	2,92
Profundidad		0,85
Cámara vertedero		
Ancho		2,20
Largo	m	1,95
Profundidad		0,85
Cámara egreso CEUV		
Ancho		2,20
Largo	m	2,25
Profundidad		1,40

Al final del canal hay un vertedero que permite regular la variación de nivel dentro del mismo y así asegurar sumergencia de las lámparas. Se prevé la colocación de un sensor de nivel para medición del efluente vertido.

En la Figura 4.10 se presenta un esquema del equipo de referencia seleccionado.

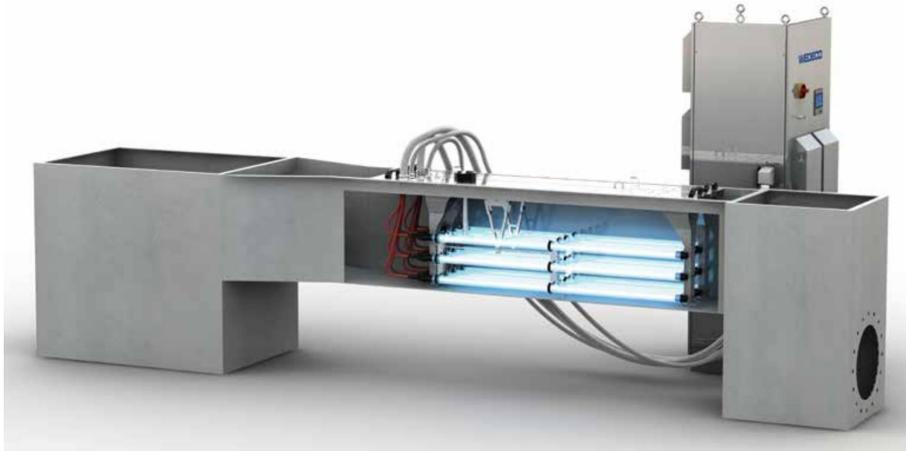


Figura 4.10: Esquema de unidad UV de referencia (WEDECO, 2018).

4.6.2. Cámara de agua desinfectada

El canal descarga a una cámara de recolección de agua desinfectada, a través de una compuerta mural cuadrada, sumergida de acción manual de lado 0,90 m. De esta cámara se conecta el emisario de vertido, con una tubería de PEAD DN450.

En la cámara se coloca la succión del equipo de bombeo que extrae agua tratada para utilizar en limpieza de unidades y riego de espacios verdes, para más información ver Sección 4.10.2. En la Tabla 4.20 se detalla la geometría de la cámara de agua desinfectada.

Tabla 4.20: Geometría de cámara de agua desinfectada.

Parámetro	Unidad	Valor
Largo		2,25
Ancho	m	2,20
Profundidad		0,92

4.6.3. Línea bypass

En caso de tener que sacar de funcionamiento el canal de desinfección se cuenta con otro canal que funciona como línea de bypass. Se considera también la posibilidad de agregar una segunda unidad UV en el futuro, por esta razón la geometría del canal de bypass es igual a la del canal en el que se instala el equipo. Ambos canales se encuentran comunicados con la cámara de agua desinfectada mediante una compuerta mural de acción manual sumergida.

4.7. Emisario

4.7.1. Geometría y trazado

El vertido se realiza mediante un emisario el cual conduce por gravedad el efluente tratado hacia el punto de descarga. El mismo consta de una tubería de PEAD DN450 con una longitud total de 775 m. La zona de vertido se ubica en el padrón N° 15.567 propiedad de OSE, donde escurre sobre la planicie de inundación del Río Santa Lucía hasta alcanzar el cauce, en las mismas condiciones que el vertido actual. ver Lámina L-14

La decisión de mantener el punto de vertido se basa en los siguientes argumentos.

- Menor cruce con interferencias y variaciones de topografía de terreno.
- No hay necesidad de expropiación de terreno.
- Mayor accesibilidad para mantenimiento.
- El vertido actual escurre sub superficialmente por la zona de bañado hasta descargar en el río aguas abajo de la zona de baño. (OSE, 2018).
- Menor afectación al monte ribereño debida a la obra civil dentro de la planicie de inundación.
- Menor longitud de emisario.

La tubería comienza en R-00 en cota +15,87, desde ahí se dirige enterrada hacia fuera del predio de la PTAR , hasta llegar a la cámara R-02 en cota +13,02 ubicada sobre la faja pública de la ruta 11. Desde ahí continúa por la misma enterrada hasta llegar a al R-05. A partir de este registro el lomo de la tubería se encuentra sobre el nivel del terreno. Para protegerlo se prevé que el mismo sea cubierto con un talud de tierra. En el R-09 la tubería gira 90° adentrándose 195 m en el monte ribereño hasta llegar al R-11 donde descarga en cota +7,0 m. Esta descarga esta conformada por un cabezal de hormigón armado de alas simétricas y con una válvula Flap para evitar el ingreso de alimañas.

A lo largo de toda la tubería se colocan nueve registros con tapas abulonadas ya que los mismos se encuentra sobre la planicie de inundación. Además se prevé la colocación de anclajes para evitar flotación de la tubería.

4.7.2. Funcionamiento hidráulico

Para poder determinar el funcionamiento hidráulico del emisario se consideran diferentes escenarios de nivel del río Santa Lucía. Para ello se utiliza la serie histórica de niveles de la estación hidrométrica ubicada en la vieja ruta 11. Del estudio de niveles surgen los mostrados en la Tabla 4.21.

Tabla 4.21: Niveles de río considerado para el estudio del funcionamiento hidráulico del emisario (Referidos al Cero Oficial).

Niveles de río	Valor
Cota 50 % permanencia	+2,30 m
Máxima cota registrada +1	+12,97 m
Cota con $Tr = 100$ años	+14,88 m

4.7.2.1. Operación normal

Se define operación normal cuando el nivel del río está a +2,30 m. En dichas condiciones, la descarga se da en forma libre a la planicie de inundación. Con este nivel se transita el caudal pico por el emisario y se obtienen los siguientes parámetros.

Tabla 4.22: Cálculo hidráulico en cada tramo de emisario.

Parámetro	Unidad	Tramo 1	Tramo 2	Tramo 3	Tramo 4	Tramo 5
L	m	51	54	60	66	75
S	%	3,14 %	2,41 %	1,67 %	1,10 %	1,09 %
Caudal pico previsto en año 2050						
y	m	0,147	0,158	0,175	0,197	0,197
y/D	%	37,09 %	39,84 %	44,10 %	49,71 %	49,71 %

Parámetro	Unidad	Tramo 6	Tramo 7	Tramo 8	Tramo 9	Tramo 10
L	m	82	102	90	100	95
S	%	0,46 %	0,45 %	0,45 %	0,45 %	0,52 %
Caudal pico previsto en año 2050						
y	m	0,260	0,262	0,262	0,262	0,249
y/D	%	65,56 %	66,07 %	66,07 %	66,07 %	62,84 %

Se observa que la relación tirante-diámetro es menor al 75 % en todos los tramos.

4.7.2.2. Operación con río crecido

Para el nivel de río más restrictivo (+14,88 m) se estudia el funcionamiento hidráulico del emisario, verificando que para esta condición no hay desborde en la cámara de agua desinfectada. Partiendo de este nivel, el emisario trabaja inundado hasta la cota +14,88 m. Al adicionar las pérdidas de carga en la tubería, asociadas al caudal pico, la piezométrica aumenta a cota +16,37 m. Como la cota de terreno de implantación de la PTAR se encuentra en cota +17,37 m, se tiene una revancha de 1,00 m hasta alcanzar el pelo de agua en la cámara de agua desinfectada, asegurando así una descarga libre.

4.7.2.3. Autolimpieza de la tubería

Por otro lado, se verifica la condición de auto limpieza para el día de menor consumo al inicio de operación. El caudal máximo horario en este día es de $Q=34,1$

L/s, para esto se asumió un coeficiente $K_3 = 0,6^5$. La tensión rasante mínima en estas condiciones es $\tau_{min} = 3,32Pa$ y se da entre el Tramo 9. Las normas de referencia indican una tensión mínima de $\tau_{min} = 1Pa$ para colectores, por lo que se estaría en condiciones de autolimpieza incluso en la condición de caudal mínimo.

4.8. Línea de lodos

Los lodos extraídos en el sedimentador son dirigidos a una línea de tratamiento de lodos, la cual consta en espesado por gravedad, digestión anaerobia y deshidratación por medio de centrifugas. La cantidad de lodos a tratar es calculada en base a los parámetros de calidad del agua residual y los parámetros propios del tratamiento biológico.

4.8.1. Producción

La producción de lodos en el sistema se calcula a partir de un valor de producción específica en función de los sólidos suspendidos totales en el ingreso al tratamiento biológico, la carga de DBO removida, la superficie de medio soporte total en los reactores y la temperatura.

Considerando los 220 mg/L de SST en el afluente y la remoción de 35 % asumida en el tamiz rotativo, se obtiene una concentración de SST en el ingreso al tratamiento biológico de 143 mg/L. Por otro lado la DBO en el ingreso al tratamiento biológico considerando el 25 % de remoción en el tamiz es de 150 mg/L. La temperatura de diseño es 15°C, y la superficie total de medio soporte 166.634 m².

Los parámetros anteriores conducen a una producción específica de 0,96 g SST/g DBO_{rem} y a una producción diaria al año 2050 de 931 kg SST/d.

4.8.2. Tolvas de lodos

Los lodos depositados en el fondo del sedimentador son arrastrado mediante los barredores de fondo hacia la tolva de recolección. Las dimensiones de la misma se muestran en Tabla 4.23 y se muestran de forma gráfica en la Figura 4.11 . El tiempo entre purgas es ajustado para las condiciones de operación de forma que el volumen acumulado en dicho lapso sea igual al volumen de la tolva. Se prevé una frecuencia máxima de 11 purgas diarias para las condiciones de diseño, para las que tiene un lapso entre purgas de 131 minutos. En la Sección 4.8.6.1 se detalla el régimen de purgas y demás componentes de conducción de los lodos purgados de la tolva hacia los espesadores.

⁵El coeficiente K_3 es la relación entre el caudal medio diario y el caudal mínimo diario en una año

Tabla 4.23: Geometría de la tolva de lodos

Parámetro	Unidad	Valor
tetha	°	75
h	m	1,20
H	m	1,30
b	m	0,10
B	m	0,75
l	m	0,60
L	m	1,25
V	m ³	1,20

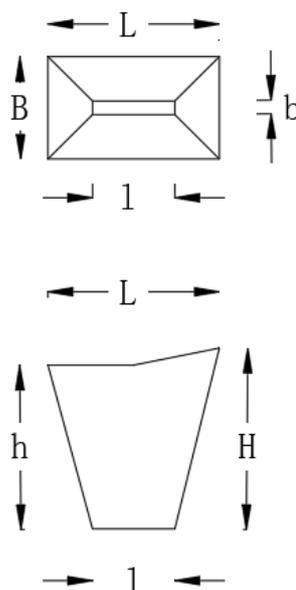


Figura 4.11: Geometría de la tolva de lodos

4.8.3. Espesadores

Previo a la digestión es necesario acondicionar los lodos, disminuyendo su contenido de humedad de forma de reducir el tamaño de digestor necesario. Para esto el método elegido es un espesador por gravedad. El diseño de éste se basa en una tasa de aplicación de sólidos. La sección elegida es circular con 3,5 m de diámetro, para la cual con la producción máxima de 931 g SST/d se tiene una tasa de sólidos de 48,4 kg/(m²/d), menor al valor máximo admisible de 50 kg/(m²/d) (Ødegaard, 2019).

La altura del espesador es de 3 metros, valor mínimo para asegurar un correcto espesado (Sperling, 2007). Es recomendado limitar el tiempo de retención hidráulico en los espesadores a 24 horas y brindar una tasa superficial de 20 m³/m²/d para evitar condiciones sépticas en los lodos (Sperling, 2007). Con la geometría mencionada no se cumple con las condiciones anteriores, por esta razón se prevé la posibilidad de ingresar agua tratada al espesador, para esto se dispone una tubería de agua tratada que descarga dentro de la campana deflectora del espesador. El caudal a inyectar

debe ser ajustado en la operación diaria de la planta.

Se espera que la unidad logre un 50 % de remoción de humedad, llegando a una concentración de sólidos en los lodos espesados de entre 4-6 % (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014), se asume el valor medio 5,0 %. Para las condiciones de humedad anteriores se tiene un volumen diario de lodo espesado al 2050 de 19,7 m³/d, los cuales son conducidos a los digestores.

4.8.4. Digestores anaerobios

El lodo espesado ingresa en la unidad de digestión anaerobia, que se encuentra diseñada para operación en mezcla completa con un tiempo de retención celular $\theta_D=20$ d. Se utiliza este valor ya que tiempos mayores no generan grandes mejoras en la destrucción de SSV (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

El digestor se encuentra diseñado en rango mesófilo con una temperatura óptima de funcionamiento de 35°. Para esta condición se prevé una eficiencia del 60 % en reducción de sólidos suspendidos volátiles. Para lograr este funcionamiento es necesario un sistema de calefacción del reactor, cuyo diseño no es incluido en el presente.

Se asume que el lodo al ingresar al digestor está compuesto por un 70 % de SSV y que los Sólidos Suspendidos Fijos (SSF) no son afectados por el tratamiento. Con estas consideraciones se prevé que la producción diaria de lodo digerido al año 2050 sea de 573 kg SST/d. Asumiendo una concentración de sólidos del 5 % y densidad de 1,08 ton/m³ resulta en un volumen diario de 10,6 m³ de lodo digerido a deshidratar.

La geometría de los digestores es de sección circular de 6 m de diámetro, una altura de 7,5 m, y un enterramiento de 4 m. El enterramiento favorece al mantenimiento de la temperatura en la unidad ya que la tierra actúa como aislante. Adicionalmente cada digestor cuenta con dos mixers tipo Landia POP-I de potencia 3,0 kW y velocidad 150 rpm.

El ingreso del lodo espesado se da por medio de una tubería de FD DN160 por la pared del digestor a una altura de 3 m desde el fondo. Mientras que la salida del lodo digerido se da por una tubería de mismo diámetro y material desde el fondo de la unidad. Adicionalmente se dispone de una tubería de salida de mismas características a altura media desde la cual es posible retirar agua libre y espumas, para lo cual se debe apagar los mixers y dejar sedimentar. Esto ofrece versatilidad en la operativa, ya que ante problemas en la deshidratación se puede ganar volumen útil derivando esta agua hacia la cabecera de la planta.

Cada digestor cuenta con un tubería de recolección de gases. Los mismos son conducidos hacia un sistema de filtración por carbón activado para remoción de sulfuros y posteriormente, el gas es dirigido hacia quemador.

4.8.5. Deshidratación

Como última etapa del tratamiento de lodos se propone acondicionarlo para su disposición final, mediante el proceso de deshidratación. Se busca separar líquidos y así densificar los lodos para finalmente disponerlos, reduciendo los costos de transporte y disposición final (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para esto, se prevé utilizar unidades de centrifugación tipo ALCI GA300, de capacidad $8 \text{ m}^3/\text{h}$. La instalación está diseñada sobre una plataforma elevada para descarga directa de los lodos deshidratados en los contenedores a retirar una vez llenos.

Como se muestra en la Figura 4.12, el lodo digerido entra por una tubería FD DN100 por un extremo de la unidad para ser descargada en la cámara rotatoria. Las revoluciones de la cámara y contrarrevoluciones del tornillo interior generan la separación del lodo, que es luego descargado ya deshidratado en el otro extremo de la unidad (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

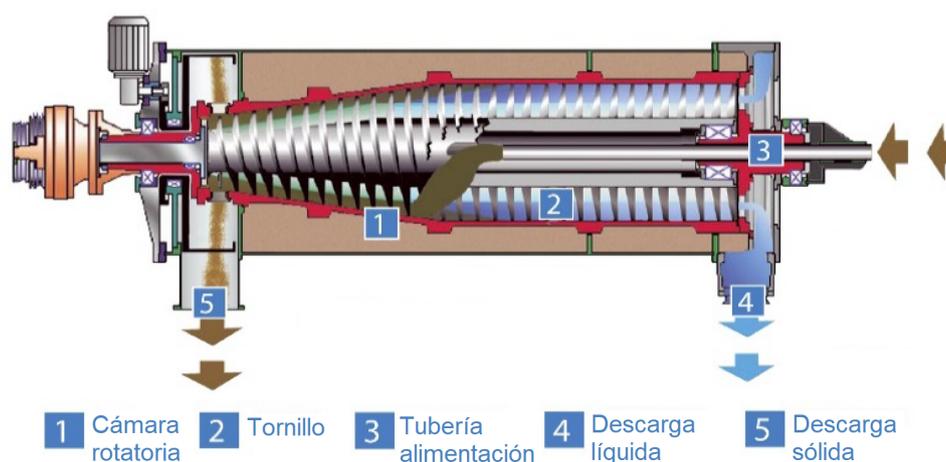


Figura 4.12: Esquema de funcionamiento de unidad centrífuga (ALCI, 2019).

Dada la capacidad de la centrífuga, se estima un funcionamiento máximos diario de 1,3 horas, para el final del período de previsión.

Los líquidos generados en este proceso son descargados a la red de desagües del predio hacia el PBB, a través de tuberías PVC DN110.

En la Tabla 4.24 se presentan los parámetros de entrada y salida del proceso de deshidratación por centrífuga, y en la Tabla 4.25 los parámetros de la unidad de referencia seleccionada.

Se prevé la dosificación de polímero, la cual se detalle en la Sección 4.9.4

Tabla 4.24: Parámetros de entrada y salida de etapa de deshidratación.

Parámetro	Unidad	Valor
Entrada		
$cSST$	-	5,0 %
PL_{dig}	m^3/d	10,6
Salida		
$cSST$	-	25 %
PL_{desh}	m^3/d	2,1
$Q_{eff. desh}$	L/s	1,8

Tabla 4.25: Parámetros de centrífuga de referencia (ALCI, 2019).

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{centrif.}}$	m ³ /h	8,0
P	kW	7,5

4.8.6. Bombeos de lodos

La planta cuenta con tres pozos de bombeo, el lodo purgado de la tolva del sedimentador es bombeado mediante el BL1 hacia los espesadores. Luego el lodo espesado es bombeado por el BL2 hacia los digestores. Por último el BL3 bombea el lodo digerido hacia la deshidratación.

Cada uno de los pozos se equipa con bombas de desplazamiento positivo por cavidades progresivas. Para la medición de caudal se prevé el conteo de las horas de funcionamiento de las bombas. Todos los pozos poseen tapas metálicas para evitar ingreso de agua de lluvia y picos de agua de reuso para limpieza de tuberías y bombas. Se dispone de un polipasto móvil para retiro y mantenimiento de las mismas.

4.8.6.1. Lodo sedimentado (EBL1)

El lodo recolectado en la tolva de cada sedimentador es impulsado por una bomba de lodos hacia los espesadores. Estas bombas se ubican en el pozo seco EBL1 en hormigón armado, rectangular de ancho 4,0 m, largo 5,0 m y profundidad 4,5 m, ver lámina L-10. La tubería de impulsión es de PEAD DN110 en los tramos enterrados y FD DN100 en los tramos expuestos y dentro del pozo de bombeo.

El bombeo funciona en configuración 3+1, con bombas tipo Moyno C15K, en la Tabla 4.26 se presentan especificaciones técnicas. El funcionamiento de las bombas es mediante pulsos de tres minutos de duración, en los que se extrae un volumen igual al de la tolva de lodos. El tiempo entre purgas se debe ajustar en función de la producción de lodos observada, previendo un intervalo mínimo al 2050 de 130 minutos. En el punto de funcionamiento de las bombas, la velocidad en las tuberías es de 0,82 m/s.

Tabla 4.26: Especificación técnica bombas de lodos de EBL1.

Parámetro	Unidad	Valor
Q	L/s	6,0
H	m.c.a.	2,5
P	kW	5,6

4.8.6.2. Lodo espesado (EBL2)

El lodo saliente de los espesadores es impulsado hacia los digestores anaerobios. Las bombas se ubica en el pozo seco EBL2 de hormigón armado, rectangular de ancho 3,5 m, largo 5,0 m y profundidad 2,0 m ver lámina L-12. La tubería de impulsión es de PEAD DN160 en los tramos enterrados y FD DN150 en los tramos

expuestos y dentro del pozo de bombeo. Este pozo se ubica entre ambos espesadores, por lo que las entradas de las tuberías de succión a la misma son simétricas.

En bombeo funciona en configuración 2+1, con bombas tipo Moyno C19K, en la Tabla 4.27 se presentan las especificaciones (Moyno, 2015). En el punto de funcionamiento de las bombas, la velocidad a través de las tuberías es de 1,60 m/s. El pozo funciona generando hasta tres pulsos diarios de dos minutos cada uno, para el final del período de previsión.

Tabla 4.27: Especificación técnica bombas de lodos de EBL2.

Parámetro	Unidad	Valor
Q	L/s	25,0
H	m.c.a.	5,0
P	kW	7,5

4.8.6.3. Lodo digerido (EBL3)

El lodo saliente del digestor es impulsado por bombas de lodos hacia la deshidratación. Estas se ubican en el pozo seco EBL3 el cual es de hormigón armado, rectangular de ancho 3,0 m, largo 5,0 m y profundidad 2,20 m, ver lámina L-12. La tubería de impulsión es de FD DN100. El trazado se realiza expuesto en toda su longitud debido a la alta probabilidad de problemas operativos que pueden conducir a mayor frecuencia de limpiezas y mantenimiento. Esto puede ocurrir por el flujo continuo a baja velocidad de un lodo espesado, en una tubería menor a la recomendada. Por tanto, se decide complementariamente disponer para este tramo una línea en paralelo de respaldo.

Las bombas seleccionadas son de tipo Moyno C1XK en configuración 2+1, de acuerdo a las especificaciones de la Tabla 4.28 (Moyno, 2015). El funcionamiento es mediante un pulso diario continuo de 40 minutos. Este bombeo está condicionado por la capacidad de recepción de la centrífuga en la etapa de deshidratación, que se detalla en la Sección 4.8.5.

Tabla 4.28: Especificación técnica bombas de lodos de EBL3.

Parámetro	Unidad	Valor
Q	L/s	2,2
H	m.c.a.	2,5
P	kW	9,3

Este pozo se ubica entre los digestores y la plataforma elevada de las centrífugas, por lo que las entradas de las tuberías de succión a la misma son centradas y simétricamente distribuidas.

4.9. Líneas de productos químicos

4.9.1. Casa Química

Para el almacenamiento y distribución de la línea de productos químicos dentro de la PTAR se prevé la instalación de una casa química. En el primer nivel se tiene la zona de almacenamiento y preparación de productos químicos, mientras que en la parte superior se ubican las centrifugas de deshidratación y tablero de control.

4.9.2. Dosificación de cloruro férrico

Se realiza precipitación físico-química del fósforo mediante la adición de cloruro férrico. La dosis a suministrar es de 2 mg/L y se realiza por goteo en la entrada de la canaleta Parshall. Se prevé un caudal instantáneo máximo de 0,001 L/s y consumo máximo mensual de 3,6 m³.

La Unidad de dosificación de Cloruro Férrico (UCF) se ubica dentro de la casa química junto con el resto de los productos químicos, ver lámina L-13. La instalación se ubica a nivel de piso y esta dotada por dos tanques de polietileno de 4 m³ ubicados dentro de una cuba anti-derrames hecha en hormigón de dimensiones 3,1x3,1x0,5 m cada uno, de forma tal, que es capaz de contener el volumen del tanque y un 10% adicional.

Para la dosificación se instalan dos bombas de diafragma tipo DOSIVAC DDI 10 en configuración 1+1 de acuerdo a las especificaciones de la Tabla 4.29. Las tuberías de dosificación son de PVC flexible DN4.

Tabla 4.29: Especificación técnica bombas de dosificación de cloruro férrico.

Parámetro	Unidad	Valor
Q_{min}	L/s	0,0003
Q_{max}	L/s	0,003
P_{max}	m.c.a.	100
P	kW	0,25

4.9.3. Dosificación de alcalinidad

Debido a que los procesos anaerobios son extremadamente sensibles a las variaciones de pH. Principalmente, las bacterias metanogénicas responsables de la producción de gas metano dentro de los digestores se desarrollan con éxito dentro del mismo si el rango de pH se encuentra entre 6 y 8. Si el mismo se sale del rango, las bacterias metanogénicas se inhiben pero las acidogénicas continúan la producción de ácidos volátiles lo que acidifica el medio dentro del reactor. Es por ello que se debe dosificar alcalinidad a los digestores ya que la misma actúa como buffer ante las variaciones de pH.

La relación de ácidos volátiles y alcalinidad expresada en mg CaCO₃/L es un parámetro que se utiliza para controlar la estabilidad del proceso de digestión. Para digestores en régimen esta relación se encuentra entre 0,05 y 0,25 lo que indica una

buena capacidad de buffer. La alcalinidad adicional se puede suministrar mediante la adición de bicarbonato de sodio, cal, hidróxido de sodio, entre otros (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Se prevé la instalación de dosificación en línea de carbonato de sodio en la tubería de entrada los digestores. La aplicación estará dada en función del monitoreo de de ácidos volátiles y carbonato de calcio a la salida de los digestores determinada en laboratorio. El suministro del producto se realiza en fase sólida en forma de escamas. Se prevé un consumo máximo diario de 210 kg de hidróxido de sodio comercial al 70 % de pureza.

4.9.4. Dosificación de polímero

Para la deshidratación de los lodos se estima una dosis de polímero de 7,5 g/kg de sólido en base seca. En la Tabla 4.30 se presenta los parámetros definidos y el consumo mensual estimado.

Tabla 4.30: Parámetros de consumo de polímero.

Parámetro	Unidad	Valor
PL_{dig}	kg SST/d	573
$Poli^{dosis}$	g/kg _{b. s.}	7,5
Consumo $_{Poli}$	kg/mes	130

Para la preparación del polímero se prevé la instalación de dos bateas de volumen 1.000 L con sistema de agitación. El producto comercial se adquiere en forma sólida granular, la dilución del mismo se fija a una concentración del 0,25 %, por lo que se debe dosificar un volumen de 1,72 m³/d en el tiempo de operación de la deshidratación.

Para impulsar la solución se instalan dos bombas de desplazamiento positivo por cavidades progresivas, en configuración 1+1 tipo Moyno C23K. Estas impulsan desde el fondo de las bateas de mezcla a través de tuberías PEAD DN25 hasta las centrífugas en el piso superior.

En la Tabla 4.31 se presenta el punto de funcionamiento de la bomba dosificadora de polímero, capaz de proveer para el período de funcionamiento de la etapa de deshidratación diaria.

Tabla 4.31: Parámetros de bombeo de dosificación de polímero.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{sol. poli}$	L/s	0,4
H	m.c.a.	6,5
P	kW	1,5

4.10. Redes internas

4.10.1. Distribución de agua potable

Se prevé la instalación de una red de distribución de agua potable dentro de la planta para los servicios en la misma. Se realiza una derivación de la red existente en el predio de la actual planta. La red interna distribuye agua para las siguientes zonas:

- Baños y vestuarios
- Cocina comedor
- Laboratorio
- Desinfección UV

4.10.2. Distribución de agua tratada

Se dispone de una red por la que se distribuye agua tratada hacia distintos puntos dentro de la planta. La succión de esta red se ubica en la cámara de agua desinfectada, con un equipo de bombeo en configuración 1+1. Desde esta red se abastece agua tratada para su utilización en limpieza y riego.

Esta red distribuye agua para la limpieza de las siguientes zonas:

- Explanada de recepción de barométricas: limpieza de la explanada, pozo de bombeo y cámara de válvulas.
- Pretratamiento: limpieza del tamiz rotativo.
- Reactores biológicos: limpieza de tamices de interconexión
- Sedimentador: Limpieza de pantalla vertedero, canaleta recolectora y caja de espumas.
- Deshidratación de lodos: limpieza de centrifugas.
- Pozos de bombeo de lodos: Limpieza del pozo tras tareas de mantenimiento y/o desobstrucción.

Adicionalmente se distribuye agua a las siguientes zonas para utilización en procesos de la planta:

- Pretratamiento: operación del lavador de arenas
- Casa química: preparación de polielectrolito para deshidratación y dilución del hidróxido de sodio para alcalinización de los digestores.
- Canaleta Parshall: dilución en línea del cloruro férrico
- Espesadores de lodos: Inyección de agua para reducir el tiempo de retención y evitar condiciones sépticas en los lodos.

4.10.3. Red de desagües internos

Toda la red de desagües internos de la planta tiene como punto de descarga el pozo de bombeo de barométricas, ya que este es el único punto de la planta en el que se bombea hacia el sistema de tratamiento.

Existen conducciones por gravedad desde los siguientes puntos:

- Baños y vestuarios.
- Laboratorio
- Espesadores de lodos: sobrenadante de los espesadores.
- Deshidratación de lodos: agua liberada en la deshidratación.
- Reactores MBBR para vaciado de unidades
- Floculadores, para el vaciado de los mismos.

Por otro lado los sedimentadores y los pozos secos de bombeo de lodos se deben ser desaguados mediante una bomba de achique con conducción flexible, la cual se debe dirigir a la cámara mas cercana.

4.11. Generación de residuos sólidos

A lo largo del proceso de tratamiento se generan los siguientes Residuos Sólidos (RRSS):

- Sólidos groseros de rejás en PBB.
- Sólidos finos de tamices rotativos.
- Arenas de desarenadores.
- Lodo deshidratado.

4.11.1. Sólidos groseros de rejás en PBB

Considerando una concurrencia máxima de 42 descargas barométricas diarias al final del período de previsión, en la Tabla 4.32 se muestra el volumen de sólidos generados en la reja manual del canal de descarga en la playa de barométricas.

Estos sólidos pueden ser dispuestos en el sistema de lavado, deshidratación y prensado integrado del tamiz rotativo descrito en la Sección 4.3.1, para ser luego retirados junto con los generados por el tamiz (HUBER SE, 2011).

Tabla 4.32: Volumen retenido en rejillas de PBB.

Parámetro	Unidad	Valor
$V_{descarga}$	L/descarga	0,54
$\#_{diarias}$	descargas/día	42
V_{diario}	L/día	23

4.11.2. Sólidos finos de tamices rotativos

Como se presenta en la Sección 4.3.1, el tamiz rotativo cuenta con un sistema propio de lavado, extracción, deshidratación y prensado de los residuos retenidos. Considerando que el tamiz posee una abertura de 3 mm se estima un volumen diario de residuos de tamiz de 181 L/d para el fin de periodo de previsión.

4.11.3. Arenas de desarenadores

Se estima un volumen de 23 L/d de arena retenidas en el desarenador al fin de período de previsión. Las cuales son impulsadas al lavador de arenas para su posterior lavado y deshidratado.

4.11.4. Lodos deshidratados

Como se expone en la Sección 4.8.5, se estima una generación de lodos deshidratados de 2,1 m³/d al fin de período de previsión. El lodo se almacena en volqueta y se prevé retiro del mismo a sitio de disposición final con una frecuencia de 24 a 36 hs. Otra modalidad posible es el encendido de la centrífuga con frecuencia menor a la diaria, en cuyo caso se dispondría lodo únicamente en los días que se deshidrate, en este caso el volumen total no varía con respecto a la modalidad anterior.

Como primer alternativa de disposición se prevé enviar los lodos a compostaje a Bioterra y como segunda alternativa enviarlos al Sitio de Disposición Final (SDF) “Cañada Grande” (ruta 8 km 39.500, Departamento de Canelones).

Bibliografía

- Alberston, O. E. (1994). Sludge Hopper Design for Activated Sludge Clarifiers. *Enviro Enterprises, Inc.*
- ALCI. (2019). *Plant and Equipment for the Dewatering of Sludge from Wastewater and Industrial Process. Centrifugal Extractor.*
- Alem, P. & Tomoyuki, M. (2000). *Coleta e Transporte de Esgoto Sanitario.*
- Amorín, C. & Larghero, S. (2015). *Informe de situación de las medidas que se están implementado para el aseguramiento de la potabilización del agua del sistema de abastecimiento de Montevideo y Laguna del Sauce.* MVOTMA.
- Arboleda. (2000). *Teoría y Práctica de la Purificación del Agua, Tercera Edición 2000.*
- ASSE. (2019). Colonias Etchepare y Santín Carlos Rossi, con el 70 % de sus instalaciones remodeladas. Recuperado desde <http://www.asse.com.uy/contenido/Colonias-Etchepare-y-Santin-Carlos-Rossi-con-el-70-de-sus-instalaciones-remodeladas-7813>
- Carozzi, Á. & del Campo, M. J. (2016). *Herramientas para el diseño de los sistemas de tratamiento de remoción de nutrientes.* Dirección Nacional de Medio Ambiente, Ministerio de Vivienda, Ordenamiento Territorial y Medio Ambiente.
- Dezotti, M., Lippel, G. & Bassin, J. P. (2018). *Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment - Emerging, Consolidated Technologies and Introduction to Molecular Techniques.* Springer.
- Díaz, M. (2019). Entrevista con el Sr. Marcelo Díaz, Jefe de PTAR Santa Lucía. OSE. 10 de abril de 2019.
- DINAMA. (2013). *Plan de acción para la protección de la calidad ambiental y la disponibilidad de las fuentes de agua potable.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015a). *Estado de situación, Cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015b). *Evolución de la calidad en la cuenca del Santa Lucía, 10 años de información.* MVOTMA.
- DINAMA. (2017). *Monitoreo de Calidad del Agua, Cuenca Río Santa Lucía, Informe 2015.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018a). *Informe Monitoreo de Calidad del Agua de la Cuenca del Río Santa Lucía, Año 2017.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018b). *Plan de Acción para la Protección de la Calidad Ambiental de la Cuenca del río Santa Lucía: Medidas de Segunda Generación.*
- DINAMA & JICA. (2011). *Proyecto Sobre Control de Contaminación y Gestión de la Calidad de Agua en la Cuenca del Río Santa Lucía.*
- DINOT. (2016). *Atlas de la cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.

- Estramil, R. (2019). Entrevista con el Sr. Raúl Estramil, Alcalde de Santa Lucía. Municipio de Santa Lucía, Departamento de Canelones. 10 de abril de 2019.
- Guido, P. (2019). Entrevista con el M.B.A. Ing. Pablo Guido, Director del Servicio de Estudios y Proyectos de Saneamiento (SEPS) de la Intendencia Municipal de Montevideo (IMM). SEPS, IMM. 3 de junio de 2019.
- HUBER SE. (2010). *Reja de gruesos HUBER RakeMax[®]*.
- HUBER SE. (2011). *Tamiz de tambor rotatorio inclinado ROTAMAT[®] Ro 2 / RPPS*.
- HUBER SE. (2013). *Lavador de arenas COANDA RoSF 4*.
- HUBER SE. (2016). *HUBER Vortex Grit Chamber VORMAX[®]*.
- Huertas, J. (2019). Entrevista con el Ing. Javier Huertas, Jefe de Equipo de División Tratamiento de Aguas Residuales. Gerencia de Saneamiento, OSE. 20 de mayo de 2019.
- Johnson, C. & Boltz, J. (2013). Aeration system design in integrated fixed-film activated sludge (IFAS) and moving bed biofilm reactors (MBBR) using stainless steel pipe diffusers, manifold, and down pipes. *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:http://dx.doi.org/10.2175/193864713813685403
- López, J. (2018). Tratamiento de Efluentes. IMFIA, FING - UdelaR. Notas de curso.
- López, J. & D'Angelo, M. (2018). Ejercicios de Ingeniería Sanitaria. IMFIA, FING - UdelaR. Letra de ejercicio.
- Luciano, G. (2019). Entrevista con el Ing. Gustavo Luciano, Jefe Técnico Departamental de OSE Canelones Oeste. OSE. 15 de mayo de 2019.
- Mcquarrie, J. & Boltz, J. (2011). Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water environment research : a research publication of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/106143010X12851009156286
- Metcalf & Eddy Inc. (1977). *Tratamiento y Depuración de Aguas Residuales*. Editorial Labor, S.A.
- Metcalf & Eddy Inc., AECOM. (2014). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. McGraw-Hill Education.
- MEVIR. (2019). Datos de diseño y operación de emprendimientos MEVIR. MEVIR.
- Molinolo, J. (2019). Entrevista con el Ing. Julio Molinolo, Gerente de Operaciones de SEINCO s.r.l. SEINCO s.r.l. 14 de junio de 2019.
- Moyno. (2015). *Compact - Moyno Product Manual*.
- Ødegaard, H. (1999). The Moving Bed Biofilm Reactor. *Water Environmental Engineering and Reuse of Water*. doi:10.2175/193864713813685403
- Ødegaard, H. (2006). Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*. doi:10.2166/wst.2006.284
- Ødegaard, H. (2018). *BOD-removal, nitrification and denitrification in MBBR systems*. Advanced course on innovative wastewater treatment and mathematical modelling, Palermo 27.- 30.09.2018.
- Ødegaard, H. (2019). Comunicación personal por correo electrónico.
- Ødegaard, H., Cimbritz, M., Christensson, M. & Poulsen Dahl, C. (2010). Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs). *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/193864710798208368

- OSE. (2015). *Informe de emplazamiento, PTAR Santa Lucía*. Gerencia de Saneamiento.
- OSE. (2017a). *Licitación Pública Internacional: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales - Ciudad de Santa Lucía*.
- OSE. (2017b). *Nueva Planta de Tratamiento de Efluentes Domésticos de la Ciudad de Santa Lucía*. Gerencia de Gestión Ambiental.
- OSE. (2018). *Estudio de Impacto Ambiental, PTAR Santa Lucía*. Gerencia de Gestión Ambiental.
- OSE. (2019a). *Datos de conexiones de agua potable y saneamiento*. Base Comercial Operativa.
- OSE. (2019b). *Datos de consumo de agua potable*. Gerencia de Reducción de Agua No Contabilizada.
- OSE. (2019c). *Datos de monitoreo*. Gerencia de Gestión Ambiental.
- Reolón, L. (2019). Entrevista con el Ing. Luis Reolón, Director de la División de Evaluación de la Calidad Ambiental. DINAMA, MVOTMA. 3 de abril de 2019.
- RM1025/2013. (2013). Estado de Situación del sistema de saneamiento de la cuenca del Río Santa Lucía. DINAMA MVOTMA.
- Rusten, B., Hem, L. J. & Ødegaard, H. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research*. doi:10.2175/106143095X131204
- Sperling, M. V. (2007). *Biological Wastewater Treatment Series, Volume 6: Sludge Treatment and Disposal*. IWA.
- WEDECO. (2013). *Manual WEDECO UV System TAK44 SMART*.
- WEDECO. (2018). *WEDECO TAK SmartTM Technical Data*.
- WEF. (2005). *Clarifier Design, MOP FD-8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2009). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, MOP 8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2010). *Biofilm Reactors, MOP 35*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2011). *Nutrient Removal, MOP 34*. McGraw-Hill Education.
- Xylem, Inc. (2012). *Aeration Products for Energy-Efficient Biological Treatment*.



UNIVERSIDAD
DE LA REPÚBLICA
URUGUAY

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA
FACULTAD DE INGENIERÍA



PROYECTO DE GRADO
INGENIERÍA CIVIL HIDRÁULICO-AMBIENTAL

Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para la Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas

MEMORIA DE CÁLCULO

Autores:

Claudio Heimann

Juan Paladino

Fabián Rodríguez

Tutores:

Ing. Danilo Ríos

Ing. Julieta López

14 de febrero de 2020

Índice general

1. Diseño	1
1.1. Recepción del agua residual	1
1.1.1. Recepción de barométricas	1
1.1.1.1. Canal de reja	1
1.2. Pretratamiento	8
1.2.1. Cámara de ingreso a tamices	8
1.2.2. Tamiz rotativo	8
1.2.2.1. Volumen de residuos retenido en tamiz	9
1.2.3. Desarenadores	10
1.2.3.1. Volumen de arenas retenido en desarenador	11
1.2.4. Cámara distribuidora de caudales CDQ	11
1.3. Tratamiento biológico	12
1.3.1. Reactores	12
1.3.1.1. Remoción de DBO	13
1.3.1.2. Nitrificación	14
1.3.1.3. Desnitrificación	17
1.3.2. Interconexiones	19
1.3.3. Aireación	20
1.3.3.1. Caudal de aire	20
1.3.3.2. Sistema de aireación	22
1.4. Clarificación	24
1.4.1. Canaleta Parshall	24
1.4.2. Floculación mecánica	27
1.4.3. Sedimentadores	31
1.4.3.1. Zona de sedimentación	31
1.4.3.2. Mecanismo de ingreso	32
1.4.3.3. Deflector	33
1.4.3.4. Recolección de agua sedimentada	33
1.4.3.5. Tubería de salida	34
1.5. Desinfección	35
1.6. Emisario	35
1.6.1. Niveles del río Santa Lucía	35
1.6.2. Caudales de diseño y geometría	36
1.6.2.1. Operación normal	37
1.6.2.2. Operación con río crecido	38
1.7. Línea de lodos	41

1.7.1.	Producción de lodos	41
1.7.2.	Tolva de lodos	42
1.7.3.	Espesador de lodos	43
1.7.3.1.	Dimensionado	43
1.7.3.2.	Recolección de sobrenadante	44
1.7.4.	Digestor anaerobio	45
1.7.4.1.	Dimensionado	45
1.7.4.2.	Producción de gas	46
1.7.5.	Deshidratación	47
1.7.6.	Bombes de lodos	48
1.8.	Líneas de productos químicos	50
1.8.1.	Remoción de fósforo	50
1.8.2.	Dosificación de polímero	52
1.8.2.1.	Bombeo de polielectrolito	52
1.8.3.	Dosificación de cal	52
1.9.	Perfil Hidráulico	54
1.9.1.	Cámara de agua desinfectada-CAD	54
1.9.2.	Interconexiones unidades SED-UV	55
1.9.3.	Interconexiones unidades FLOC-SED	56
1.9.4.	Interconexión unidades PHALL-FLOC	57
1.9.5.	Vertedero de descarga MBBR-PHALL	58
1.9.6.	Conexión entre reactores	58
1.9.7.	Interconexión unidades CDQ-MBBR	59
1.9.7.1.	Bypass de agua pretratada	59
1.9.8.	Pretratamiento	60
	Bibliografía	60

Capítulo 1

Diseño

1.1. Recepción del agua residual

1.1.1. Recepción de barométricas

La planta cuenta con un sector para la recepción de camiones barométrica, con capacidad para dos descargas simultáneas.

Se diseñan descargas por gravedad a través de mangueras flexibles de acople rápido a tuberías de FD DN200. De acuerdo a los criterios de Obras Sanitarias del Estado (OSE) se asume una velocidad en la descarga de 1 m/s y se calcula el caudal, en la Tabla 1.1 se presentan los parámetros de funcionamiento de la descarga.

Tabla 1.1: Cálculo de descarga barométrica (OSE, 2019d).

Parámetro	Unidad	Valor
$\phi_{\text{tubería}}$	mm	200
$v_{\text{tubería}}$	m/s	1,0
$Q_{\text{camión}}$	L/s	32,4

1.1.1.1. Canal de reja

Se diseña una reja para proteger el mixer instalado dentro del Pozo de Bombeo de Barométricas (PBB) ya que el mismo requiere que el tamaño máximo de los sólidos sea de 1 cm. Esta condición prima sobre la requerida por las bombas, las cuales admiten un tamaño máximo de 5 cm.

Se eligen el ancho de canal (B), el espesor de barrotes (e) y la abertura de (x). A partir de los anteriores se obtienen la cantidad de barrotes (N) y el ancho útil (B_u) empleando las Ecuaciones 1.1 y 1.2 respectivamente.

$$N = \frac{B - x}{x + e} = 20 \quad (1.1)$$

$$B_u = B - eN \quad (1.2)$$

En la Tabla 1.2 se presentan los parámetros obtenidos para el diseño de las rejillas.

Tabla 1.2: Parámetros de diseño de rejas.

Parámetro	Unidad	Valor
B	m	0,40
e	mm	10
x	mm	10
N	-	20
B_u	m	0,20

La reja genera una pérdida de carga localizada y provoca una disminución del tirante aguas abajo de la misma con su consiguiente aumento de la velocidad, como se ilustra en la Figura 1.1.

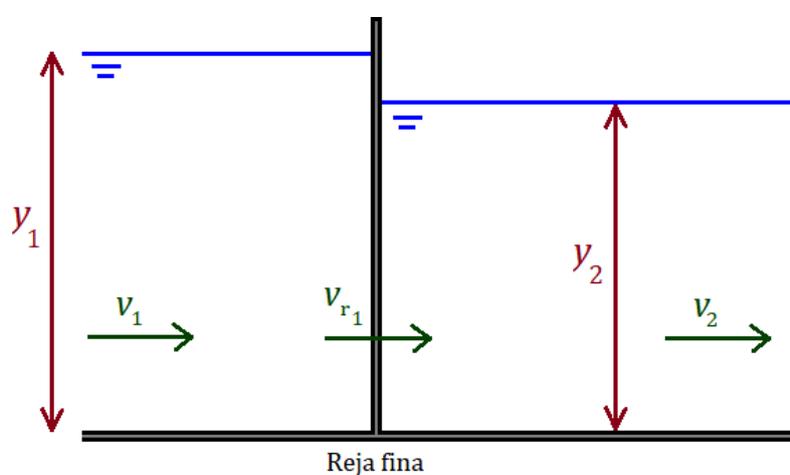


Figura 1.1: Esquema del sistema de rejas.

El tirante aguas abajo de la reja (y_2) se determina por la cota de la descarga libre al pozo de bombeo mediante la ecuación de Ecuación 1.3 (Chreties & Pedocchi, 2019).

$$Q = 1,838 B y_2^{3/2} \quad (1.3)$$

donde

- Q es el caudal de descarga [m^3/s],
- B el ancho del canal de descarga [m].
- y_2 el tirante previo a la descarga [m].

En una sección determinada de canal, la velocidad de aproximación (v_i) se obtiene a partir de la Ecuación 1.4

$$v_i = \frac{Q}{B y_i} \quad (1.4)$$

donde:

- Q es el caudal circulante [m^3/s],
- y_i es el tirante en la sección [m].

Entonces la carga hidráulica en la sección se calcula mediante Ecuación 1.5, luego la pérdida de carga en la reja se calcula mediante la Ecuación 1.6 (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

$$H = y + \frac{v^2}{2g} \quad (1.5)$$

$$\Delta H_r = \frac{1}{\beta} \left(\frac{v_r^2}{2g} - \frac{v_1^2}{2g} \right) \quad (1.6)$$

donde

- $\beta = 0,7$ es el coeficiente de pérdida de carga.
- v_r la velocidad de pasaje a través de la reja [m/s].
- v_1 la velocidad de aproximación aguas arriba de la reja [m/s].
- g la aceleración gravitatoria [m/s^2].

A su vez, la velocidad de pasaje a través de las rejas se calcula con el ancho útil mediante la Ecuación 1.7.

$$v_r = \frac{Q}{B_u y_1} \quad (1.7)$$

El procedimiento de cálculo se basa en calcular un tirante y_2 y encontrar el tirante y_1 que verifique que la diferencia de carga en las dos secciones sea igual a la pérdida de carga generada por la reja.

Los resultados obtenidos deben verificar que la velocidad de aproximación aguas arriba de la reja se encuentre dentro del rango de 0,4 a 0,8 m/s, y la velocidad de pasaje a través de la reja entre 0,6 y 1,2 m/s (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Los valores anteriores corresponden a rejas de limpieza mecánica, sin embargo se aplican en este caso debido a que el funcionamiento del canal no es continuo, por lo que la limpieza puede realizarse sin flujo.

Se diseña para el caudal de dos camiones barométrica, y se realizan verificaciones con la reja 50% sucia y para el caudal de un sólo camión.

Caudal de dos camiones El caudal de dos camiones barométricas es de 64,9 L/s, mediante el procedimiento anterior se obtienen los resultados indicados en la Tabla 1.3. Obsérvese que se cumplen las verificaciones, ya sea para la velocidad de aproximación como para la velocidad de pasaje.

Tabla 1.3: Resultados de tirantes y velocidades para el caudal de dos camiones barométrica.

Parámetro	Unidad	Valor
y_1	cm	29,0
v_1	m/s	0,57
$v_{r,1}$	m/s	1,13
y_2	cm	20,0
v_2	m/s	0,82

Reja 50 % sucia En este caso la reja se encuentra 50 % sucia, lo que implica que hay una disminución a la mitad del área útil. Como la verificación se realiza para el caudal de dos camiones, el tirante aguas abajo de la reja es igual al calculado anteriormente por tratarse de una descarga libre. En la Tabla 1.4 se presentan los resultados obtenidos para este escenario. Nótese que en este caso se obtiene un valor mayor de y_1 , lo que es consecuente con el aumento de pérdida de carga en la reja. El canal se diseña de forma tal que en esta situación no se generen desbordes.

La configuración resultante satisface los requisitos de velocidad en el canal, no así los de pasaje en la reja. Debido a que el canal no opera de forma continua es posible limpiar la reja en seco, por lo que la velocidad del flujo no impediría la limpieza.

Tabla 1.4: Resultados para la reja 50 % sucia.

Parámetro	Unidad	Valor
$B_u^{50\%}$	m	0,10
y_1	cm	40,0
v_1	m/s	0,40
$v_{r,1}$	m/s	1,61
y_2	cm	20,0
v_2	m/s	0,82

Caudal de un camión El caudal de un sólo camión barométrica es de 32,4 L/s. En la Tabla 1.5 se presentan los resultados obtenidos para esta situación. En esta situación se cumple la verificación de velocidad de pasaje, no así la de velocidad en el canal. Por esta razón es posible que se requiera realizar limpiezas periódicas, nuevamente debido a que el canal no es de funcionamiento continuo este puede ser limpiado mediante mangueras desde la superficie.

Tabla 1.5: Resultados de tirantes y velocidades para caudal de un sólo camión barométrica.

Parámetro	Unidad	Valor
y_1	cm	18,0
v_1	m/s	0,45
$v_{r,1}$	m/s	0,90
y_2	cm	12,5
v_2	m/s	0,65

Volumen de residuos retenidos en las rejás La cantidad del material retenido depende de los siguientes parámetros:

- Tipo de afluente (condiciones locales: hábitos de la población, época del año, entre otros).
- Separación entre barras.

En la Tabla 1.6 se pueden encontrar las relaciones entre las aberturas de reja y la cantidad media y máxima de sólidos retenidos por volumen de efluente (López, 2018).

Tabla 1.6: Retención media y máxima según abertura de reja (López, 2018).

Abertura [cm]	Material [L/1.000 m ³ efl.]	
	media	máxima
1,0	58	-
2,0	29	51
2,5	20	37
3,0	15	28
4,0	9	16
5,0	6	10
6,0	5	8

Si se grafican los valores medios de la Tabla 1.6 en función de la abertura de reja, se obtiene una tendencia como la de la Figura 1.2.

Por lo tanto a partir de los datos de retención media en las rejás se puede decir que se cumple

$$R_{\text{med}}[\text{L}/1.000 \text{ m}^3 \text{ efl.}] = -26,69 \ln(x) + 52,793 \quad (1.8)$$

donde:

- x es la abertura de reja a utilizar [cm].

En el caso de la retención máxima sucede algo similar, los datos responden a una curva como la de la Figura 1.3, que corresponde a la expresión:

$$R_{\text{máx}}[\text{L}/1.000 \text{ m}^3 \text{ efl.}] = -25,26 \ln(x) + 52,702 \quad (1.9)$$

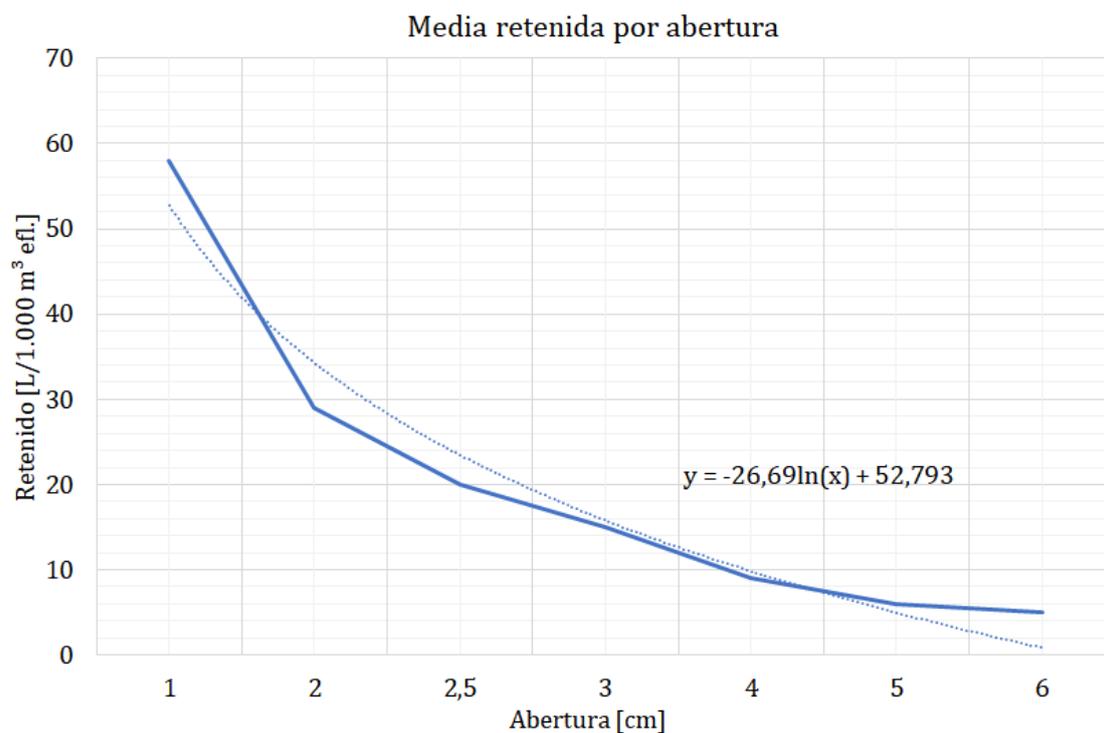


Figura 1.2: Tendencia logarítmica de los valores de retención medios.

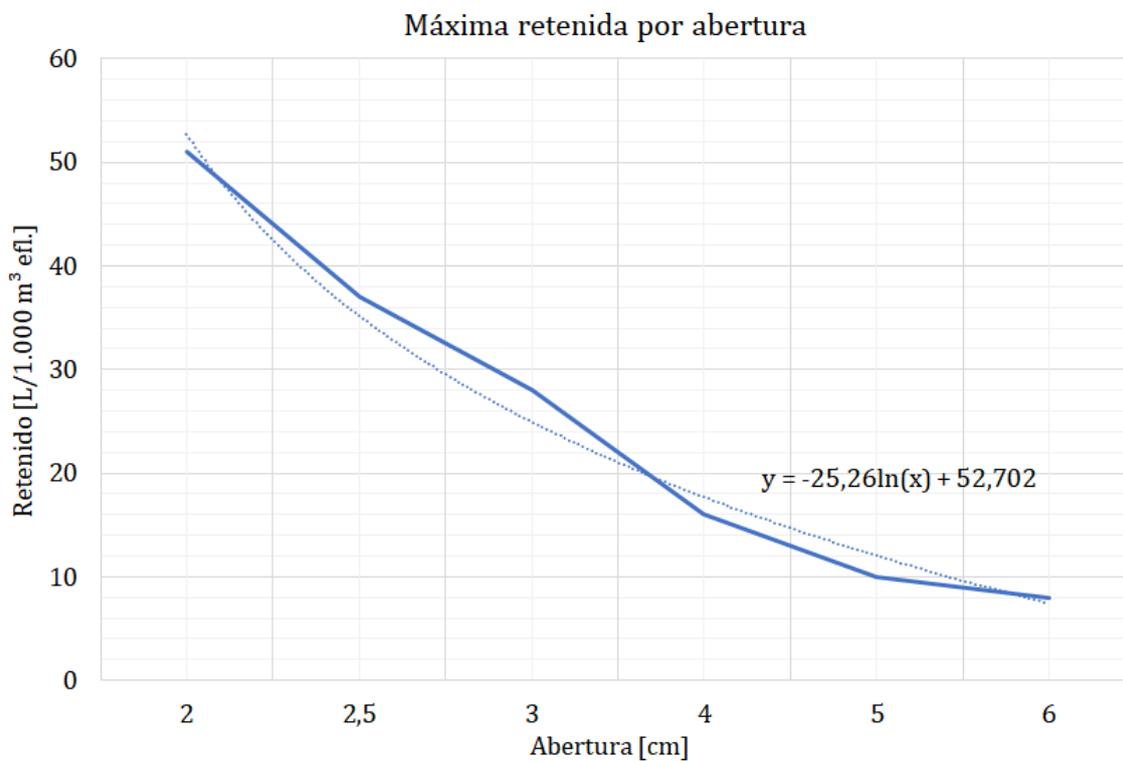


Figura 1.3: Tendencia logarítmica de los valores de retención máximos.

Finalmente, a partir de las Ecuaciones 1.8 y 1.9 y la abertura de reja x definida para la reja, se obtienen los sólidos retenidos máximo y medio de cada una a partir de la expresión

$$V_{\text{basura},i} = Q_i \times R_i \quad (1.10)$$

donde

- i es la condición máxima o media,
- $V_{\text{basura},i}$ el volumen de basura retenido [L/descarga],
- Q_i el caudal de dos camiones barométrica para la condición máxima y el caudal de un sólo camión para la condición media [m^3/s], y
- R_i la retención de basura calculada a partir de las Ecuaciones 1.8 y 1.9 [L/1.000 m^3 efl.].

Tabla 1.7: Retenciones de sólidos en rejas.

Retención	Unidad	Valor
Media	L/descarga	0,54
Máxima		1,08

1.1.1.1.1 Pozo de bombeo PBB

Se diseña el pozo de bombeo húmedo con un volumen suficiente para almacenar la descarga de dos camiones barométrica. En la Tabla 1.8 se presenta la geometría del mismo.

Tabla 1.8: Geometría de pozo de bombeo barométrica PBB.

Parámetro	Unidad	Valor
$V_{\text{útil}}$	m^3	20,0
ϕ_{pozo}		3,2
$H_{\text{útil}}$	m	2,5
H_{total}		2,6

Este pozo también recibe las aguas residuales generadas dentro de los edificios de servicio de la planta, así como las captaciones de desborde y el líquido proveniente de las etapas de espesamiento y deshidratación de lodos. Estos caudales son considerados despreciables en términos de volumen útil.

Selección de bombas Previendo un TRH no mayor a 30 minutos en el pozo, para evitar la generación de olores por condiciones sépticas, se dispone de dos bombas tipo Flygt NP 3102 en configuración 1+1 con punto de funcionamiento de $Q = 17,2$ L/s y $H = 7,02$ m, la condición de diseño es que el vaciado se realice en 20 minutos.

El líquido es impulsado a través de una tubería de PEAD DN160 en tramos enterrados y FD DN150 en tramos expuestos hacia el canal de ingreso de pretratamiento, donde se mezcla con el agua residual proveniente de la Pozo de Bombeo Principal (PBP).

Selección de mixer Dado que el volumen del pozo es ampliamente mayor al mínimo recomendado por el fabricante del equipo de bombeo de referencia, se incluye un agitador Flygt SR 4610 de 1.450 rpm y potencia 0,9 kW. El mismo busca evitar la deposición de sólidos en el fondo del tanque. La selección de equipo es realizada por el proveedor con el volumen del pozo como dato de entrada.

1.2. Pretratamiento

A continuación se detalla el diseño del sistema de pretratamiento: integrado por dos trenes de funcionamiento alternado, cada un con tamiz rotativo y desarenador de vórtice ¹. Todas las unidades se diseñan para el caudal pico al final del período de previsión (105,9 L/s al 2050) con el agregado del caudal del pozo de barométricas (17,0 L/s).

1.2.1. Cámara de ingreso a tamices

A esta cámara llegan impulsiones desde:

- Pozo de bombeo principal²
- Pozo de bombeo de playa de barométricas

Su geometría es definida para ser compatible con los canales aguas abajo que alojan a los tamices, cuyas dimensiones surgen de recomendaciones de proveedor (HUBER SE, 2011). En la Tabla 1.9 se presenta la geometría de la cámara de ingreso a los tamices.

Tabla 1.9: Geometría de cámara de ingreso a tamices.

Parámetro	Unidad	Valor
Largo		2,00
Ancho	m	2,80
Profundidad		1,25

1.2.2. Tamiz rotativo

Se prevé instalar tamices rotativos para cumplir función de tratamiento primario (sustituyendo sedimentadores primarios), dado que se trata de una Planta de

¹Se contempla la instalación de rejas mecánicas finas previas al pozo de bombeo principal fuera del predio de la PTAR, su diseño queda fuera del alcance de proyecto.

²Fuera del predio de PTAR.

Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de menor porte con caudales inferiores a 130 L/s (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014) y para eliminar sólidos del afluente que se pudieran acumular en el medio soporte (WEF, 2010).

En la Tabla 1.10 se presentan parámetros típicos de tamices rotativos y los del equipo de referencia seleccionado, otorgados por proveedor. En la Figura 1.4 se presenta un esquema de funcionamiento del equipo de referencia.

Tabla 1.10: Parámetros de diseño de tamices rotativos generales y de equipo de referencia (HUBER SE, 2011; Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Parámetro	Unidad	ROTAMAT®	RPPS	Admisible
Remoción DBO	%	25		25 - 50
Remoción SST		35		25 - 45
Abertura	mm	3,0		0,2 - 6,0
ΔH	m	0,4		0,8 - 1,4

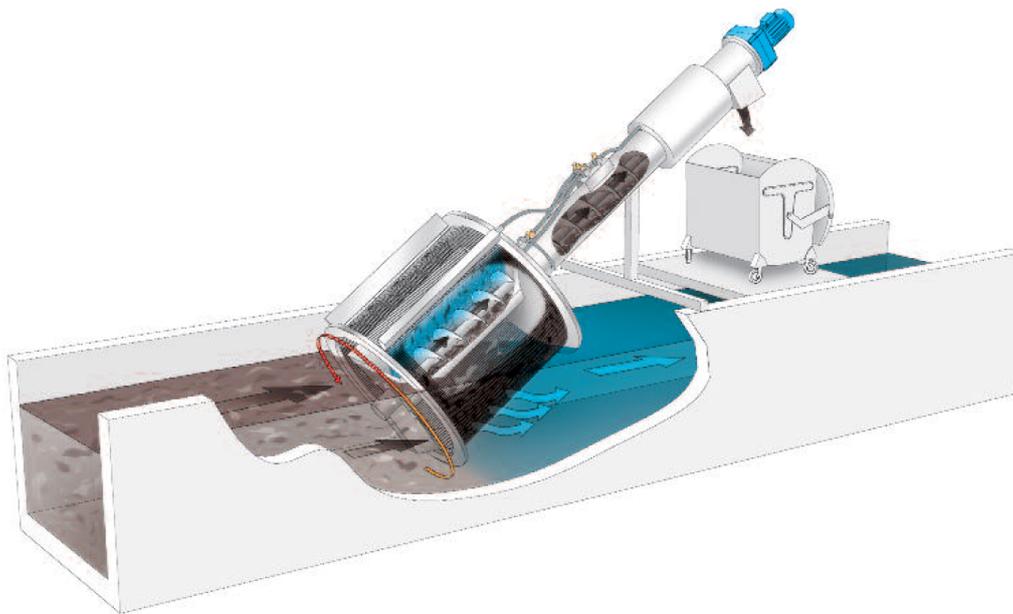


Figura 1.4: Esquema de funcionamiento de tamiz rotativo (HUBER SE, 2011).

1.2.2.1. Volumen de residuos retenido en tamiz

Siguiendo el mismo procedimiento expuesto para la reja manual del pozo de barométricas PBB en la Sección 1.1.1.1, se calculan los volúmenes retenidos en los tamices rotativos, considerando una abertura de $x = 3$ mm. Utilizando las Ecuaciones 1.8 y 1.9 se obtienen las tasas de retención para condiciones media y máxima, respectivamente.

Para los cálculos del tamiz, los caudales a utilizar son $Q_{\text{máx,h}}$ para condición máxima y Q_{dis} para condición media, ambos al final del período de previsión.

En la Tabla 1.11 se presentan los volúmenes de sólidos retenidos en el tamiz operativo, considerando la existencia de rejas mecánicas en el pozo de bombeo principal PBP, fuera del predio de la PTAR³.

Tabla 1.11: Retenciones de sólidos en tamiz.

Retención	Unidad	Valor
Media	L/d	181
Máxima		235

1.2.3. Desarenadores

Se opta por utilizar desarenadores de tipo vórtice inducido mecánicamente. En estas unidades, las aguas residuales se dirigen a la unidad de vórtices mediante un canal de entrada largo y recto que está diseñado para guiar el flujo de aguas residuales hacia la unidad de vórtices mientras la arena se dirige hacia abajo.

En la Tabla 1.12 se presentan los valores de diseño recomendados (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014) y los del equipo de referencia, obtenidos de proveedor. En la Figura 1.5 se ilustra un esquema general de funcionamiento de desarenador de vórtice inducido mecánicamente.

Tabla 1.12: Parámetros de diseño de desarenadores de vórtice generales y de equipo de referencia (HUBER SE, 2016; Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Parámetro	Unidad	VORMAX [®]	Admisible
Diámetro			
Cámara superior	m	2,134	1,2 - 7,2
Cámara inferior		0,914	0,9 - 1,8
Altura		2,839	2,7 - 4,8
Tasas de eliminación			
0,300 mm	%	95	92 - 98
0,210 mm		85	80 - 90
0,149 mm		65	60 - 70

³Se toma una reja de abertura $x = 10$ mm, con retenciones de sólidos $V_{media} = 359$ L/d y $V_{máxima} = 491$ L/d. Resto del diseño de la reja queda fuera del alcance de proyecto.

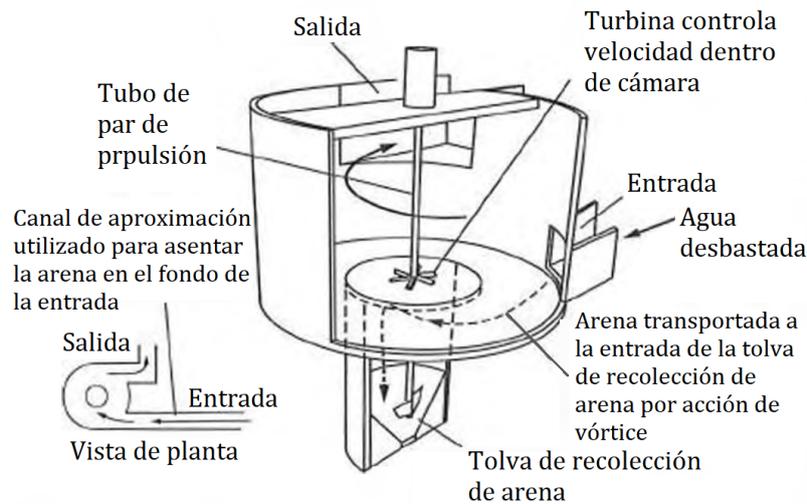


Figura 1.5: Esquema de funcionamiento de desarenador de vórtice (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

1.2.3.1. Volumen de arenas retenido en desarenador

Para calcular el volumen retenido de arenas, se considera el rango de caudal de arena por caudal de effluente, de valores 0,004 a 0,037 m³ arena/1.000 m³ effluente (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Dado que la PTAR no se ubica en una zona costera, se toma el valor mínimo del rango.

En la Tabla 1.13 se presenta el volumen obtenido, considerando la tasa de eliminación de una partícula tipo de diámetro 0,210 mm para el equipo de referencia, de la Tabla 1.12, y el caudal del diseño Q_{dis} .

Tabla 1.13: Volumen de arena retenido en desarenador.

Parámetro	Unidad	Valor
$C_{arena\ en\ eff.}$	m ³ /1.000 m ³ eff.	0,004
Tasa de eliminación 210 mm	-	85 %
$V_{arena\ ret.}$	L/d	23

1.2.4. Cámara distribuidora de caudales CDQ

Ambos trenes de pretratamiento desembocan en una cámara distribuidora de caudales, desde la que se alimentan los tres trenes del tratamiento biológico. Adicionalmente la cámara cuenta con un bypass hacia el emisario.

Los tres flujos de salida de la Cámara Distribuidora de Caudales (CDQ) están diseñados para descargar a través de vertederos rectangulares de cresta delgada, que se rigen por la ley de descarga libre:

$$Q = 1,838 B h_o^{3/2} \quad (1.11)$$

Estas descargas se dirigen a cámaras menores, de cuyos fondos salen tuberías de ingreso a los reactores anóxicos. Estas tuberías entran a los reactores a 2,0 m

desde el fondo, de forma de que esa entrada sea sumergida y así evitar mezcla en el espejo de agua, que podría generar incorporación de oxígeno y perturbar la anoxia del reactor.

Se verifica que la velocidad de flujo a través de las tuberías esté comprendida en el rango 0,6-2,0 m/s para evitar sedimentación en la misma y exceso de pérdida de carga, utilizando la Ecuación 1.12 (López, 2018).

$$Q = v \cdot A \quad (1.12)$$

En la Tabla 1.14 se presenta la geometría resultante de la CDQ y sus componentes.

Tabla 1.14: Geometría cámara distribuidora de caudales CDQ.

Componente	Unidad	Valor
Cámara principal		
Largo		2,1
Ancho	m	2,0
Profundidad		1,0
Pasaje a salida		
Ancho	m	0,3
Cámara menor cuadrada		
Lado		0,6
Profundidad	m	1,0
Tubería ingreso a reactor		
Diámetro	mm	250

1.3. Tratamiento biológico

1.3.1. Reactores

En la Tabla 1.15 se muestran las eficiencias (Ef), tasas de aplicación (TA) y remoción (TR) adoptadas, los rangos recomendados, y la fracción ocupada por el medio soporte (f_{oc}) en cada reactor. Todos los reactores son diseñados para un medio soporte tipo Kaldness K1, con superficie específica de $S_{esp} = 500\text{m}^2/\text{m}^3$

En primer lugar se calcula el volumen necesario de cada reactor asumiendo las siguientes hipótesis.

- Se asume factores de ocupación de 60 % para todos los reactores.
- El volumen obtenido para la desnitrificación de cabecera se divide en dos reactores de igual tamaño.
- Se impone que los dos reactores de nitrificación tengan igual tamaño.
- Se desprecia la remoción de materia orgánica en la etapa de desnitrificación

- La remoción de materia orgánica en el tamiz rotativo es del 25 %, resultando en una concentración en el afluente al reactor de 150 mg/L.

Las tasas de aplicación y eficiencias son las mostradas en la Tabla 1.15. Una vez obtenidos los volúmenes de reactor necesarios se impone para todas las unidades un volumen igual al máximo de ellos. Este valor resulta ser 103 m³ para los reactores de nitrificación. Para los restantes reactores se itera con el factor de ocupación hasta llegar a este volumen.

Tabla 1.15: Eficiencias, tasas de aplicación y remoción adoptadas.

Reactor	Parámetro	Ef	Adoptado	TR		f_{oc}
				Recomendado		
Desnitrificación 1 y 2	NO_3^-	98 %	0,49	0,2-1,0		49
Remoción de DBO 1	DBO	80 %	10,0	8-15		52
Remoción de DBO 2	DBO	90 %	2,70	<4		43
Nitrificación 1	NH_4^+	41 %	0,85	0,4-1,4		60
Nitrificación 2	NH_4^+	83 %	1,01	0,4-1,4		60

1.3.1.1. Remoción de DBO

A continuación se muestran el procedimiento utilizado para el dimensionado de los reactores donde se remueve la materia orgánica.

Procedimiento Previo a realizar el diseño de una unidad es necesario contar con los siguientes parámetros

- Concentración de DBO en el ingreso: $[\text{DBO}]_{\text{in}}$ [mg/L]
- Tasa de aplicación: TA [g/m²· d]
- Superficie específica del medio soporte: S_{esp}
- Fracción del reactor ocupada por el medio soporte: f_{oc}

Teniendo estos parámetros se aplica el siguiente procedimiento

1. Multiplicando la concentración por el caudal se obtiene la carga de Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) que ingresa al reactor

$$C_{\text{DBO}} = Q_0 \times [\text{DBO}]_{\text{in}} \quad (1.13)$$

2. Utilizando la tasa de aplicación se calcula el área superficial de medio necesaria

$$A_{\text{medio}} = \frac{C_{\text{DBO}}}{TA_{\text{DBO}}} \quad (1.14)$$

3. Se calcula el volumen de medio necesario considerando una superficie específica de $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$

$$V_{\text{medio}} = A_{\text{medio}}/S_{\text{esp}} \quad (1.15)$$

4. A partir del porcentaje de reactor ocupado por el medio soporte (f_{oc}) se calcula el volumen del reactor

$$V_{\text{reactor}} = \frac{V_{\text{medio}}}{f_{oc}} \quad (1.16)$$

En la Tabla 1.16 se muestran: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para los reactores de remoción de materia orgánica. Las tasas de aplicación son las mostradas en la Tabla 1.15 y fueron obtenidas de bibliografía (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Tabla 1.16: Resultados, reactores para remoción de DBO.

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
Q_0	m^3/d		2.221
$[\text{DBO}]_{in}$	mg/L	150	30
$Carga_{\text{DBO}}$	kg/d	333	83
S_{esp}	m^2/m^3		500
TA_{DBO}	$\text{g DBO}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	12,5	3,0
Ef	-	0,80	0,90
TR_{DBO}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	10,0	2,7
A_{medio}	m^2	26.655	22.212
f_{oc}	-	0,52	0,43
V_{medio}	m^3	53	56
V_{reactor}	m^3		103
$[\text{DBO}]_{\text{salida}}$	mg/L	30	3,0

1.3.1.2. Nitrificación

Amonio disponible para nitrificar Previo al dimensionado de los reactores de nitrificación se calcula la carga de amonio que ingresa a estos reactores. Para ello se realiza un balance de nitrógeno al sistema.

Asumiendo ausencia de nitritos y nitratos en el afluente, la carga de nitrógeno esta dada únicamente por el Nitrógeno total Kjeldahl (NTK) del afluente. Por otro lado se tiene salida de nitrógeno en cuatro estados: amonio y nitratos en el efluente, nitrógeno gas eliminado en la desnitrificación y nitrógeno orgánico en los lodos. Este último no se encuentra disponible para nitrificar.

La asimilación de nitrógeno por parte de los microorganismos sucede en las etapas de remoción de DBO, y se expresa en función de los Solidos Suspendidos Volátiles biodegradables (SSVb) producidos en dichas etapas. Los cuales a su vez dependen

de los parámetros cinéticos del reactor y carga de DBO removida en ellos. La masa de SSVb está dada por la Ecuación 1.17.

$$P_{SSVb} = \frac{Q_0 \times Y_H \times DBO_r}{1 + b_h \times \theta_c} + \frac{f_b \times b_h \times Q_0 \times Y_H \times DBO_r \times \theta_c}{1 + b_h \times \theta_c} \quad (1.17)$$

Donde:

- DBO_r es la DBO_5 removida biológicamente.
- Y_H es el coeficiente de producción celular.
- b_h es el coeficiente de descomposición endógena.
- f_b es la fracción endógena.
- θ_c es el tiempo de retención celular aproximado de las etapas previas⁴.

Considerando que el nitrógeno representa el 12 % en peso de dichos lodos (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se obtiene la concentración de amonio que se debe nitrificar mediante la Ecuación 1.18. En la Tabla 1.17 se muestran los parámetros utilizados y resultados obtenidos.

$$[NH_4^+]_n = [NTK]_0 - 0,12 \times \frac{P_{SSVb}}{Q} \quad (1.18)$$

Tabla 1.17: Parámetros y resultados obtenidos, amonio nitrificable.

Parámetro	Unidad	Valor
DBO_r	mg/L	147
Y_H	g SSV/g DBO_5	0,66
k_d	-	0,10
f_b	-	0,15
θ_c	d	4
P_{SSVb}	kg/d	147
P_{SSVb}/Q_D	kg/m ³	66,5
$[NH_4^+]_{nitrif}$	mg/L	29

⁴Si bien θ_c no es un parámetro de diseño en los sistemas MBBR, para cargas similares la generación de lodos biológicos es similar a la de los lodos activados (Ødegaard, 2019). Ante la ausencia de un rango recomendado para este parámetro, notando que la generación de lodos no es muy sensible ante este, se optó por asumir un valor utilizado en bibliografía (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

1.3.1.2.1 Reactores de nitrificación

A continuación se diseñan los reactores de nitrificación, se busca que ambos reactores tengan igual volumen, para esto el dimensionado se hace de forma iterativa. Se considera que la nitrificación en el primer reactor se encuentra limitada por la concentración de oxígeno, mientras que en el segundo se encuentra limitada por la concentración de amonio.

Para el dimensionado de los reactores de nitrificación se utiliza la tasa de remoción, la cual se calcula o se obtiene de ábacos dependiendo de cual sea el factor limitante en cada reactor. Para ambos reactores se asume una concentración de 4 mg/L de Oxígeno Disuelto (OD).

Debido a que la concentración de amonio en el primer reactor será mayor a 3 mg/L la reacción será limitada por la carga afluyente de DBO y OD. La carga de DBO está dada por la concentración en el reactor previo. El parámetro que interesa es la tasa de aplicación de DBO, por lo que se debe dividir la carga afluyente entre el área de medio en el reactor, esto conduce a un proceso iterativo. En la Figura 1.6 se muestra la tasa de nitrificación como función de la tasa de DBO y el OD en el reactor.

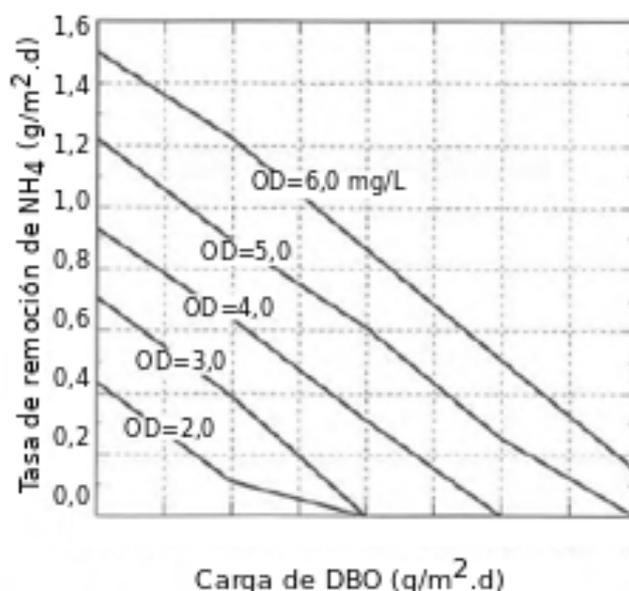


Figura 1.6: Tasa de nitrificación en función de la tasa de aplicación de DBO y la concentración de OD (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para el caso del segundo reactor, al estar limitado por la concentración de amonio la tasa de nitrificación está dada por la Ecuación 1.19 (Rusten, Hem & Ødegaard, 1995). Donde k depende del tratamiento previo y vale 0,47 para pretratamiento con tamices, sin sedimentación primaria y con prednitrificación como es el caso. La concentración de amonio es igual a la del efluente, es decir 3 mg/L.

A continuación se calcula la tasa de remoción en el segundo reactor mediante la Ecuación 1.19, esto es posible debido a que depende únicamente del amonio en el efluente, y este es conocido. Luego se asume una tasa de aplicación de DBO en el

primer reactor y se calcula la remoción en éste.

$$TR_{n,2} = k \times [\text{NH}_4^+]^{0,7} \quad (1.19)$$

Se utiliza un procedimiento similar que para los reactores de remoción de materia orgánica, con la salvedad que se debe iterar con la concentración a la salida del primer reactor hasta obtener volúmenes iguales en ambos reactores. Una vez hecho esto, se calcula la tasa de aplicación de DBO al primer reactor. Se repite el proceso hasta que la tasa de aplicación supuesta sea igual a la calculada.

1. Dada la concentración de amonio al ingreso del primer ($[\text{NH}_4^+]_{in,1}$) reactor, se supone una concentración de salida del primer reactor (X) y se calcula el área de medio necesaria para lograr la remoción correspondiente.

$$A_{\text{medio},1} = \frac{[\text{NH}_4^+]_{in,1} - X}{TR_{n,1}} \quad (1.20)$$

2. De igual forma se determina el área de medio necesaria en el segundo reactor

$$A_{\text{medio},2} = \frac{X - [\text{NH}_4^+]_{ef}}{TR_{n,1}} \quad (1.21)$$

3. Se itera con la variable X hasta lograr igualar las áreas necesarias, obteniéndose el área a utilizar en ambos reactores $A_{\text{medio},n}$.
4. Se calcula el volumen de medio necesario considerando una superficie específica de $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$

$$V_{\text{medio}} = A_{\text{medio},n}/S_{esp} \quad (1.22)$$

5. A partir del porcentaje de reactor ocupado por el medio soporte (f_{oc}) igual al 60 % se calcula el volumen del reactor

$$V_{\text{reactor}} = \frac{V_{\text{medio}}}{f_{oc}} \quad (1.23)$$

En la Tabla 1.18 se muestran: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para las unidades de nitrificación.

1.3.1.3. Desnitrificación

Como se mencionó anteriormente, se realiza desnitrificación de cabecera, por lo que además de dimensionar el volumen del reactor es necesario calcular un caudal de recirculación interna de nitratos.

En primer lugar se calcula la carga de nitratos que se debe remover. Realizando un balance de nitratos al sistema completo, se busca la diferencia entre la carga dada por el NTK del afluente, y la carga saliente del sistema mediante el efluente y los lodos. Las concentraciones de amonio y nitratos en el efluente se fijaron para

Tabla 1.18: Resultados, reactores de nitrificación.

Parámetro	Unidad	Reactor 1	Reactor 2
Q_D	m^3/d		2.221
S_{esp}	m^2/m^3		500
f_{oc}	-		0,60
TR_{nit}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	0,85	1,01
$[\text{NH}_4^+]_{in}$	mg/L	29,0	17,2
A_{medio}	m^2		31.048
V_{medio}	m^3		62
$V_{reactor}$	m^3		103
TRH	min		67
$[\text{NH}_4^+]_{ef}$	mg/L	17,2	3,0
Ef	-	41 %	83 %
TA_{nit}	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	2,08	1,23

el diseño como 3 y 15 mg/L respectivamente, mientras que el nitrógeno de los lodos se calculó anteriormente para determinar el amonio disponible para la nitrificación. Por lo que la carga de nitratos a eliminar queda dada por la Ecuación 1.24.

$$C_{\text{NO}_3^-,dn} = Q_0 \times ([\text{NTK}]_0 - [\text{NO}_3^-]_{ef} - [\text{NH}_4^+]_{ef}) - 0,12 \times P_{\text{SSvb}} \quad (1.24)$$

Luego para el dimensionado de la unidad se asume una tasa de aplicación de $0,5 \text{ g NO}_3/\text{m}^2$. Debido a que la desnitrificación solo depende de la concentración de nitrato a concentraciones muy bajas, se pueden tener concentraciones de entre 0,1 y 0,3 mg/L de nitrato a la salida del reactor anóxico (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se Asume que la reducción de nitratos en el reactor es tal que el remanente es de 0,3 mg/L.

Habiendo obtenido la carga a remover y la tasa de remoción se aplica el mismo procedimiento que para el dimensionado de los reactores para remoción de DBO. De esta forma se calcula el volumen total de los reactores anóxicos, dividiéndolo entre dos se obtiene el volumen de cada reactor. En la Tabla 1.19 se muestran: en la parte superior los parámetros de entrada y en la parte inferior los resultados obtenidos para las unidades de desnitrificación.

Por otro lado, para lograr la concentración de nitratos en el efluente elegida se iguala la carga a remover con los nitratos que ingresan a la desnitrificación mediante la recirculación interna multiplicados por la eficiencia de remoción. La recirculación interna se expresa como un coeficiente (RI) por el caudal de entrada (Q_0). Es decir el caudal de recirculación es $Q_R = Q_D \times RI$

$$RI = \frac{C_{\text{NO}_3^-,dn}}{[\text{NO}_3^+]_{ef} \times Ef_{dn} \times Q_D} \quad (1.25)$$

Tabla 1.19: Resultados, reactor de desnitrificación.

Parámetro	Unidad	Valor
Q_0	m ³ /d	2.221
S_{esp}	m ² /m ³	500
f_{oc}	-	0,49
TA_{dn}	g/m ² · d	0,50
Ef	-	0,98
TR_{dn}	g/m ² · d	0,49
$C_{NO_3^-,dn}$	kg/d	24,468
A_{medio}	m ²	49.934
V_{medio}	m ³	100
$V_{tot, reactores}$	m ³	204
$V_{por reactor}$	m ³	103
$TRH_{por reactor}$	min	66
RI	-	0,75

El ancho de los reactores debe ser tal que el flujo ($v_{reactor}$) no arrastre el medio soporte, ya que esto generaría acumulación sobre la pared ubicada aguas abajo del reactor. Se recomienda que esta velocidad sea menor a 30 m³/m².h. La existencia de la recirculación de nitratos aumenta la exigencia sobre este parámetro. Adicionalmente se recomiendan relaciones largo/ancho menores a 1:1 para favorecer la distribución uniforme del medio soporte (WEF, 2010). En la Tabla 1.20 se muestra la geometría elegida y los valores utilizados.

$$V_{aprox} = \frac{Q \times (1 + RI)}{B \times H} \quad (1.26)$$

Tabla 1.20: Geometría de cada reactor.

Parámetro	Unidad	Valor
H	m	4,50
L	m	3,40
B	m	6,70
L/B	-	0,51
$v_{reactor}$	m ³ /m ² .h	7,39

1.3.2. Interconexiones

Las interconexiones entre reactores se encuentran protegidas por tamices para evitar la migración del medio soporte entre reactores. Los tamices deben tener un área (A_t) tal que no se produzca acumulación del medio soporte contra ellos. El parámetro de diseño es la velocidad de aproximación a los tamices (v_t) la cual no debe superar los 60 m³/m².h para las condiciones de caudal pico (considerando la recirculación de nitratos).

Por las limitaciones de espacio se dispone de dos líneas de tamices. Se elige la cantidad de tamices por reactor (N_t) así como el largo (L_t) y diámetro (D_t) de los mismos para cumplir con la condición antes mencionada. En la Tabla 1.21 se muestran los parámetros utilizados y resultados obtenidos. Se observa que la geometría de tamiz elegida cumple con el criterio de velocidad de aproximación.

Tabla 1.21: Geometría de cada reactor.

Parámetro	Unidad	Valor
Q	m ³ /h	222
L_t	m	2
D_t	m	0,6
N_t	-	7
A_t	m ²	3,96
v_a	m ³ /m ² .h	56,3

1.3.3. Aireación

1.3.3.1. Caudal de aire

Para dimensionar el sistema de aireación en primer lugar es necesario calcular el oxígeno requerido (OR_{DBO}). Para las etapas donde se da la remoción de DBO, este está dado por la Ecuación 1.27. Donde el primer termino representa el consumo de oxígeno para la oxidación de la materia orgánica, mientras que el segundo termino es el consumo por la respiración endógena de los microorganismos (RE), dado por la Ecuación 1.28 (Johnson & Boltz, 2013).

$$OR_{\text{DBO}} = 0,75 \times \text{DBO}_{rem} + RE \quad (1.27)$$

$$RE = 0,002 \times ST_{\text{biofilm}} \times V_{\text{medio}} \times S_{esp} \times 24 \times \theta^{T-10} \quad (1.28)$$

Se asume una densidad superficial de sólidos $ST_{\text{biofilm}} \sim 1,012$ gTS/m² y un factor de corrección por temperatura $\theta = 1,07$ (Ødegaard, 2018). Por otro lado, en las etapas donde se da la nitrificación el oxígeno requerido está dado por la Ecuación 1.29.

$$OR_{nit} = 4,57 \times (\text{NH}_4^+)_{\text{removido}} \quad (1.29)$$

La eficiencia de transmisión de oxígeno estándar, la cual es obtenida mediante ensayos o dada por el fabricante, se calcula para agua limpia, en ausencia de oxígeno disuelto, temperatura de 20°C y presión de 1 atmósfera. Para pasar del requerimiento real (OR) a su equivalente en condiciones estándar (ORE) se lo debe afectar por varios factores para tener en cuenta las condiciones reales en el reactor, para ello se utiliza la Ecuación 1.30 (Ødegaard, 2018).

$$ORE = OR \left(\frac{C_{s,20}}{\beta \times C_{s,T} - C_L} \right) \frac{1}{(\theta_{to}^{T-20})^\alpha} \quad (1.30)$$

Donde:

- $C_{s,20}$ es la concentración de oxígeno disuelto en agua limpia a 20°C.
- $C_{s,T}$ es la concentración de oxígeno disuelto a temperatura T y la profundidad media del reactor (medida desde el sistema de aireación).
- T es la temperatura de diseño del sistema de aireación, la cual se asume como 25°C para las condiciones locales.
- α es la relación entre la transferencia de oxígeno en agua limpia y en aguas residuales, igual a 0,9 para aireación por burbujas medias.
- β es el factor de corrección por la salinidad del agua, típicamente 0,95.
- θ_{to} es el factor de corrección por temperatura para la transferencia de oxígeno igual a 1,024.
- C_L es la concentración de oxígeno disuelto en el reactor.

Para determinar $C_{s,T}$ se utiliza la profundidad del reactor (H_R) y la distancia del fondo del reactor al emparrillado (h_a), las cuales se eligieron como 4,5 y 0,3 m respectivamente. Dada la presión generada por la columna de agua a profundidad media mas la presión atmosférica, y la temperatura de diseño, se obtiene una concentración de oxígeno disuelto de saturación $C_{s,T} = 9,99$ mg/L. A continuación se muestran los parámetros de funcionamiento y resultados obtenidos para cada una de las etapas de tratamiento.

Se utiliza una tasa de transferencia de oxígeno (TTO) dada por la Ecuación 1.31 la cual es válida para sistemas MBBR con una fracción ocupada por el medio mayor al 25 %, profundidad mayor a 4,0 m y con aireación por burbujas medias (Ødegaard, 2018).

$$TTO = 12 \frac{\text{g O}_2}{\text{m}^3_{\text{aire}} \times \text{m}_{\text{sum}}} \quad (1.31)$$

El caudal de aire necesario para cada unidad es igual al cociente entre el requerimiento estándar y la tasa de transferencia de oxígeno.

$$Q_{\text{aire}} = \frac{ORE}{TTO} \quad (1.32)$$

A continuación se muestran los parámetros utilizados para cada reactor y los resultados obtenidos. Se realiza el procedimiento para cada uno de los reactores con dos concentraciones de OD distintas. Por un lado se utilizan concentraciones de OD de 2 y 4 mg/L para calcular la demanda de aireación en condiciones de operación normales. Este caudal es utilizado para dimensionar el sistema de distribución de forma que funcione de forma óptima en condiciones normales. Por otro lado se utilizan concentraciones de 3 y 6 mg/L para remoción de DBO y nitrificación respectivamente. Esto se hace para hallar el caudal de aire máximo que podría requerirse por el sistema, el cual es utilizado para la elección del equipo de los soplantes.

Tabla 1.22: Parámetros comunes a todos los reactores.

Parámetro	Unidad	Valor
Q_0	m ³ /d	2.221
H	m	4,5
h_{aire}	m	0,3
H'	m	4,2
ρ_{agua}	kg/m ³	1.000
T	°C	25
$C_{s, 25^\circ, H}$	mg/L	8,3
$P_{\text{atm}, H}$	kPa	101,3
P_{med}	kPa	121,9
C_L	mg/L	9,99
α	-	0,8
β	-	0,95
$C_{s, 20}$	mg/L	9,1
θ	-	1,024
TTO	g O ₂ /m ³ _{aire}	50,4

Tabla 1.23: Parámetros y resultados para cada reactor, [O₂] de operación.

Parámetro	Unidad	Rem. DBO1	Rem. DBO2	Nitrificación 1	Nitrificación 2
C_L	mg/L	2,0	2,0	4,0	4,0
OR/ORE	-	0,74	0,74	0,54	0,54
$[DBO]_{rem}$	mg/L	120	27	-	-
RE	kg O ₂ /d	22	18	-	-
$[NH_3^+]_{\text{nitrif}}$	mg/L	-	-	11,8	14,2
OR	kg O ₂ /d	221	63	120	144
ORE	kg O ₂ /d	299	85	221	265
Q_{aire}	m ³ /d	5.929	1.685	4.382	5.266
$Q_{\text{Tot, aire}}$	m ³ /d			17.263	

Tabla 1.24: Parámetros y resultados para cada reactor, [O₂] máxima.

Parámetro	Unidad	Rem. DBO1	Rem. DBO2	Nitrificación 1	Nitrificación 2
C_L	mg/L	3,0	3,0	6,0	6,0
OR/ORE	-	0,64	0,64	0,35	0,35
$[DBO]_{rem}$	mg/L	120	27	-	-
$[NH_3^+]_{\text{nitrif}}$	mg/L	-	-	11,8	14,2
RE	kg O ₂ /d	22	18	-	-
OR	kg O ₂ /d	221	63	120	144
ORE	kg O ₂ /d	345	98	348	418
Q_{aire}	m ³ /d	6.843	1.945	6.896	8.288
$Q_{\text{Tot, aire}}$	m ³ /d			23.971	

1.3.3.2. Sistema de aireación

El sistema de aireación se diseña de forma que el caudal a través de los orificios de los aireadores se encuentre entre 1,60 y 1,75 m³/h. Para esto en primer lugar se

calcula la cantidad de orificios máxima y mínima de orificios para cada reactor. Luego se buscan distintas configuraciones para las que se tenga la cantidad de orificios buscada.

Tabla 1.25: Parámetros de diseño del sistema de aireación.

Parámetro	Unidad	Recomendación
Tuberías de bajada	#	≥ 2
Ancho de la parrilla	m ³ /h	2,1 - 2,44
Distancia mín a paredes	m	0,45
Espacio entre difusores	m	0,3 - 0,9
Separación de orificios	mm	38 - 102
Distancia libre final	mm	30
$Q_{orificio}$	m ³ /h	1,60 - 1,75
Diámetro del manifold	mm	76 - 315
Velocidad en manifold	m/s	≤ 13

Las condiciones que debe cumplir el sistema se presentan en la Tabla 1.25, donde:

- Tuberías de bajada: cantidad de tuberías de distribución que ingresan al reactor.
- Ancho de la parrilla: total de una parrilla de difusores.
- Distancia mín a paredes: distancia libre mínima entre la parrilla de difusores y las paredes.
- Espacio entre difusores: espacio entre las tuberías perforadas que actúan de difusores.
- Separación de orificios: separación mínima entre orificios de una misma tubería.
- Distancia libre final: distancia entre último orificio y remate del difusor.
- $Q_{orificio}$: rango de caudales recomendado por cada orificio de 4 mm de diámetro.
- Diámetro del manifold: diámetro de tubería que alimenta a los difusores.
- Velocidad en manifold: velocidad de aire dentro del manifold.

En primer lugar se nota que se deben instalar al menos dos tuberías de bajada y por lo tanto al menos dos manifolds. Debido a que el ancho mínimo de estos es de 2,1 m de instalarse mas de dos conduciría a separaciones con las paredes menores a las admisibles, por lo tanto se decide instalar dos.

Luego se utiliza el rango de caudales por orificio admisibles para conocer la cantidad máxima y mínima de orificios en cada reactor. Por último se busca una combinación de cantidad de separación entre difusores y separación entre orificios para la cual la cantidad total de orificios se encuentre en el rango buscado. Debido

a la gran cantidad de combinaciones posibles se plantea lograr una combinación que simplifique la construcción y la reposición ante la necesidad de repuestos. Para ello se decide utilizar en todos los reactores difusores y manifolds iguales, variando únicamente la cantidad de difusores por manifold. En la Tabla 1.26 se muestran los parámetros fijados.

Tabla 1.26: Parámetros comunes a todos los reactores.

Parámetro	Unidad	Recomendación
Ancho de la parrilla	m	2,2
Diametro del manifold	mm	76
Separación de orificios	mm	102
Orificios por difusor	#	7

Habiendo fijado esto se encuentra la configuración mostrada en la Tabla 1.27⁵.

Tabla 1.27: Parámetros comunes a todos los reactores.

Parámetro	Unidad	Valor			
		DBO 1	DBO 2	Nitrificación 1	Nitrificación 2
Espacio entre difusores	m	0,45	0,90	0,75	0,60
N difusores/manifold	#	12	6	8	10
Orificios obtenidos	#	168	84	112	140
$Q_{orificio}$	m ³ /h	1.47	1.59	1.63	1.57

1.4. Clarificación

1.4.1. Canaleta Parshall

Para la mezcla rápida se dimensiona un canal tipo Parshall de 2' de garganta, la cual admite un rango de caudales de operación entre 35 y 106 L/s. En la Tabla 1.28 se muestran las dimensiones estándar más significativas de la canaleta.

Tabla 1.28: Dimensiones de canaleta Parshall de 2'

Unidades en mm										
Tipo	W	A	B	C	D	E	F	G	k	n
2'	609,6	1.525	1.495	914	1.206	914	610	941	76	229

Se selecciona un ancho de garganta y a partir de las siguientes ecuaciones, se calcula el tiempo de mezcla, el gradiente hidráulico y el número de Froude.

$$H_o = k \cdot Q^n$$

Donde:

⁵Notar que los manifolds tienen difusores a ambos lados.

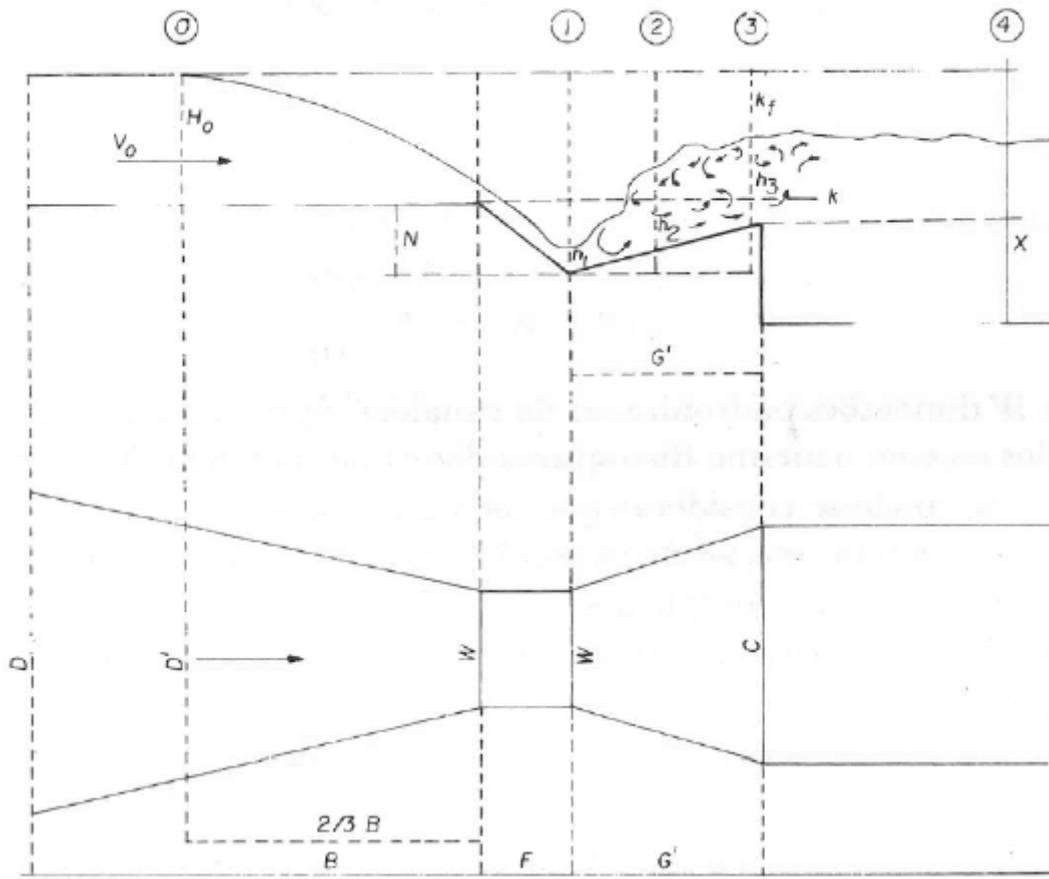


Figura 1.7: Esquema de canleta Parshall

- H_o es el tirante en la sección de control (m)
- K y n son parámetros que dependen del tamaño de la canleta elegida

El ancho en la sección de medición y con este el valor de la velocidad media en dicha sección:

$$D' = (2/3)(D - W) + W$$

$$v_0 = \frac{Q}{D'H_0}$$

Donde:

- D' = Ancho del canal en la sección de control (m)
- v_0 = Velocidad media del agua en la sección de control (m/s)
- H_0 = Tirante en la sección de control (m)

Se define el caudal unitario en la garganta del Parshall (q) expresado en m^2/s dado por la Ecuación 1.33. Luego con la velocidad y el tirante calculado, se deter-

mina la carga hidráulica en la sección de control antes del resalto (E_0) mediante la Ecuación 1.34.

$$q = \frac{Q}{W} \quad (1.33)$$

$$E_0 = \frac{v_0^2}{2g} + H_0 + N \quad (1.34)$$

La velocidad antes del resalto (v_1) se calcula mediante la Ecuación 1.36, para esta es necesario calcular el ángulo (θ) mediante la Ecuación 1.35. Luego es posible calcular el tirante de agua antes del mismo (h_1) mediante la Ecuación 1.37.

$$\cos(\theta) = \frac{-qg}{\left(\frac{2gE_0}{3}\right)^{1.5}} \quad (1.35)$$

$$v_1 = 2\left(\frac{2}{3}gE_0\right)^{0.5}\cos\left(\frac{\theta}{3}\right) \quad (1.36)$$

$$h_1 = \frac{q}{v_1} \quad (1.37)$$

Con la velocidad y el tirante en la sección previa al resalto, se obtiene el número de Froude utilizando la Ecuación 1.38. Luego se utiliza la Ecuación 1.39 para calcular la altura del resalto (h_2) en base al tirante y número de Froude antes del mismo.

$$Fr_1 = \frac{v_1}{\sqrt{gh_1}} \quad (1.38)$$

$$h_2 = \frac{h_1}{2}(\sqrt{1 + 8Fr_1^2} - 1) \quad (1.39)$$

La velocidad en el resalto se calcula dividiendo el caudal entre la sección de resalto, dada por el ancho de garganta (W) y el tirante en el resalto (h_2) como se muestra en la Ecuación 1.40.

$$v_2 = \frac{Q}{W.h_2} \quad (1.40)$$

El tirante aguas abajo del resalto (h_3) se calcula en base al tirante en el mismo (h_2) y parámetros geométricos de la canaleta (N y K) utilizando la Ecuación 1.41. Luego la velocidad en este punto (v_3) se calcula con la Ecuación 1.42 en función del caudal (Q), el tirante (h_3) y el ancho de la sección (C).

$$h_3 = h_2 - (N - K) \quad (1.41)$$

$$v_3 = \frac{Q}{C.h_3} \quad (1.42)$$

La pérdida de carga en el resalto hidráulico (h_p) se estima mediante la Ecuación 1.43:

$$h_p = \frac{(h_2 - h_1)^3}{4.h_1h_2} \quad (1.43)$$

Finalmente, en base a la geometría del canal y los tirantes calculados, se estiman el tiempo de mezcla (T) y el gradiente hidráulico (G) mediante las Ecuaciones 1.44 y 1.45 respectivamente.

$$T = \frac{2G}{(v_2 + v_3)} \quad (1.44)$$

$$G = \sqrt{\frac{\gamma \cdot h_p}{\nu T}} \quad (1.45)$$

En la Tabla 1.29 se muestra el tiempo de mezcla y el gradiente hidráulico para el caudal de diseño.

Tabla 1.29: Gradiente y tiempo de mezcla obtenidos para caudal de diseño.

Parámetro	Unidad	Valor
G	s^{-1}	1.052
T	s	1,2

Para que el proceso de coagulación sea eficiente se debe tener una gradiente de mezcla de entre $[1000-6000]s^{-1}$, (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). El valor mostrado en Tabla 1.29 corresponde al caudal de diseño ($Q=77,1$ L/s).

Tabla 1.30: Parámetros obtenidos en canaleta parshall para caudal de diseño

Parámetro	Unidad	Valor
H_o	m	0,15
D'	m	1,01
V_o	m/s	0,50
q	m^3/s	0,13
E_o	m	0,39
$\cos \theta$	-	-0,30
θ	rad	1,87
v_1	m/s	2,60
h_1	m	0,05
Fr	-	3,77
h_2	m	0,24
v_2	m/s	0,54
h_3	m	0,08
v_3	m/s	1,02
h_p	m	0,08

1.4.2. Floculación mecánica

Se ha elegido floculación mecánica ya que ésta tiene la gran ventaja de que puede atender los cambios en las características del fluido modificando la frecuencia de giro de las turbinas. El diseño se realiza en base a las recomendaciones de (Metcalf &

Tabla 1.31: Parámetros de diseño para floculador

Parámetro	Unidad	Rango recomendado
G	s^{-1}	50-100
n	rpm	10-30
v_t	m/s	1,8-2,4

Eddy Inc., AECOM, 2014) donde establece los valores de los parámetros típico en el proceso de floculación. En la tabla Tabla 1.31 se presentan dichos valores.

Donde:

- G es el gradiente de velocidad
- n es la velocidad rotacional
- v_t es la velocidad tangencial en las aspas

Se optó por el diseño de floculadores mecánicos de turbina. Se colocan dos unidades en serie con un tiempo de retención de 10 minutos cada uno. Con dicho tiempo de retención y el caudal de diseño se determina el volumen útil de cada unidad, según la Ecuación 1.46

$$V = Q.T \quad (1.46)$$

Utilizando la expresión para el gradiente de velocidad según la ecuación de Camp (Ecuación 1.4.2).

$$G = 0,00215 \sqrt{\frac{N_p \times n^3 \times D^5}{\nu \times V}}$$

Donde:

- N_p = numero de potencia para impulsor (adim)
- D es el diámetro del tanque en (m)
- ν es la viscosidad del agua en (m^2/s)
- V es el volumen útil de la unidad en (m^3)

Se despeja la velocidad rotacional y se verifica que este en el rango admisible. Si bien el número de potencia N_p debe ser estudiado en cada caso o confirmado por los proveedores en agitadores comerciales estandarizados, la Tabla 1.32 muestra valores de referencia para los diferentes tipos de turbina. A los efectos del cálculos se considera turbina a 45° de flujo axial.

A continuación, en función de las recomendaciones geométricas de la Ecuación 1.47 se determina la geometría del tanque.

Tabla 1.32: Valores de numero de potencia para agitadores estandarizados.

Tipo de Agitador	N_P
Turbina Plana	3,6
Turbina Curva	2,5
Turbina a 45° (Flujo Axial)	1,6
Turbina a 32° (Flujo Axial)	1,1
Hélice a 4 brazos	0,4
Hélice a 3 brazos	0,3

Tabla 1.33: Parámetros de floculación para caudal de diseño.

Parámetro	Unidades	Floculador 1	Floculador 2
G	s^{-1}	100	80
n	rpm	29,8	25,7
v_t	m/s	1,88	1,62

$$\begin{aligned}
 2.0 &\leq \frac{D_T}{D} \leq 6.6 \\
 2.7 &\leq \frac{H}{D} \leq 3.9 \\
 0.9 &\leq \frac{h}{D} \leq 1.1 \\
 W &= \frac{D}{8} \\
 l &= \frac{D_T}{12}
 \end{aligned} \tag{1.47}$$

Tabla 1.34: Geometria de cada tanque de floculación.

Dimensión	Unidad	Valor
H/D	-	2,7
D	m	1,2
R	m	0,6
H	m	3,24
W	m	0,15
h/D	-	0,9
h	m	1,08
D_T	m	4,3
L	m	0,35

Una vez que se tiene la geometría de los dos floculadores se dimensiona el pasaje entre ambos, de forma tal que el gradiente de velocidad en dicho pasaje no supere por más del 20 % al gradiente mayor (G de Floculador 1).

$$G_c < 1,2.G_{max} \tag{1.48}$$

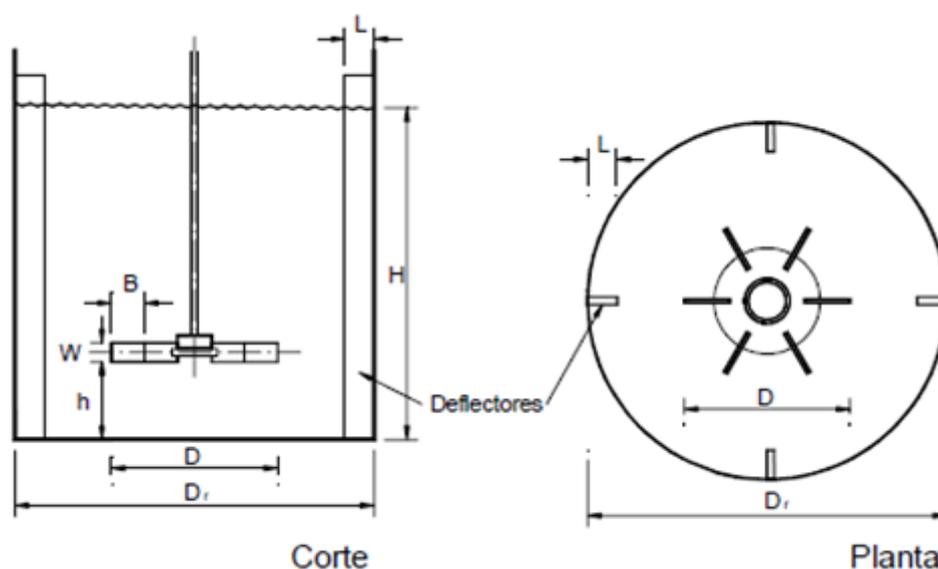


Figura 1.8: Cámara de floculación cilíndrica con turbina.

El gradiente de velocidad en el orificio se calcula como:

$$G_c = \sqrt{\frac{f \cdot u^3}{8 \cdot \nu \cdot R_h}}$$

Donde:

- f factor de fricción (adim), que depende de ϵ , D , y Q
- ν la viscosidad del agua (m^2/s)
- R_h es el radio hidráulico del pasaje (m)

Realizando un proceso iterativo con el diámetro del pasaje se determina el diámetro mínimo necesario para cumplir la condición del gradiente de velocidad. En la Tabla 1.35 se muestran los resultados obtenidos. Se elige un diámetro de 400 mm por ser el diámetro comercial de tuberías inmediatamente superior al mínimo.

Utilizando la Ecuación 1.49 se determina la potencia requerida para obtener una mezcla adecuada en la unidad de floculación. Resultando en una $P=0.52$ kW.

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot V}} \quad (1.49)$$

Donde:

- G : Gradiente de velocidad (s^{-1})
- P : Potencia requerida (W)
- μ : Viscosidad dinámica ($\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$)⁶
- V : Volumen del floculador (m^3)

⁶Se toma una $\mu=0.001139$ N.s/m² (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014)

Tabla 1.35: Diseño del pasaje entre Floculador 1 y Floculador 2.

Parámetro	Unidad	Valor
Q	m ³ /s	0,0770
D	m	0,36
A	mš	0,10
v	m/s	0,74
nu	m ² /s	1,06E-06
Re	-	254.572
ε	-	0,001
ε/D	-	0,003
f	-	0,03
D_{min}	m	0,363

1.4.3. Sedimentadores

1.4.3.1. Zona de sedimentación

Debido a que el tratamiento incluye nitrificación y remoción fisicoquímica de fósforo con adición de cloruro férrico, sin sedimentación primaria se consideran las siguientes tasas de sedimentación: $TS_{med} = 1,29 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}^7$ para el caudal máximo diario y $TS_{máx} = 1,76 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ para caudal máximo horario. Los valores anteriores son validos para alturas de sedimentación $H_{sed} \geq 3,0 \text{ m}$ (Ødegaard, Cimbritz, Christensson & Poulsen Dahl, 2010).

Se dimensiona el área del sedimentador para caudal máximo diario dada por la Ecuación 1.50. Luego de lo cual se verifica que para el caudal máximo horario no se supere la tasa recomendada.

$$A_{sed} = \frac{Q_D}{TS} \quad (1.50)$$

Tabla 1.36: Geometría del sedimentador.

Parámetro	Unidad	Valor	
		$Q_{max,d}$	$Q_{max,h}$
Q	m ³ /h	93	127
TS_{adm}	m ³ /m ² .h	1,33	2,06
$A_{sed,min}$	m ²	69,5	61,8
D	m	10	
A_{sed}	m ³ /m ² .h	78,5	
TS	m ³ /m ² .h	1,18	1,62
H_{util}	m	4,0	
Pendiente fondo	-	5 %	

⁷Este valor es recomendado para caudal máximo horario en un día medio. En el presente proyecto se toman valores de $K_1 = K_2 = 1,5$, por lo tanto los caudales máximo horario en un día medio y medio horario en el día de mayor consumo resultan iguales.

La altura se define según recomendaciones de diseño en 4,0 m (Ødegaard, 2019; WEF, 2005). Adicionalmente se provee una pendiente de fondo de 5 % para facilitar el arrastre de los lodos hacia las tolvas, dicha pendiente se extiende desde el perímetro exterior de la unidad hasta la mitad de las tolvas, luego de lo cual el fondo continúa horizontal (WEF, 2005).

1.4.3.2. Mecanismo de ingreso

La tubería de alimentación se dimensiona según recomendaciones imponiendo velocidades máximas para operación normal, a caudal máximo horario y para velocidades pico durante mantenimiento. La condición de mantenimiento corresponde al caudal máximo horario con una unidad fuera de servicio.

Tabla 1.37: Mecanismo de ingreso al sedimentador.

Parámetro	Unidad	Valor	
		Q_{pico}	Q_{mant}
Q	m ³ /s	0,035	0,053
Vel adm	m/s	0,75	1,40
Area min	m ²	0,047	0,038
D min	m	245	
D elegido	m	250	
v	m/s	0,72	1,08

Los orificios de salida de la tubería se construyen mediante cortes espaciados 45°, para el diámetro de tubería elegido resulta en un lado de 90 mm. De acuerdo a recomendaciones el área neta de los mismos debe sumar entre 125 y 150 % del área de la columna de ingreso (WEF, 2010). La posición de estos orificios debe ser tal que la sumergencia no supere los 75 cm. En la Tabla 1.38 se muestra la geometría elegida así como los valores recomendados.

Tabla 1.38: Orificios en tubería de ingreso.

Parámetro	Unidad	Valor
Cantidad	#	4
Angulo de corte	°	45
Lado	m	0,09
Area rec	m ²	0,061 - 0,074
Altura elegida	m	0,18
Area	m ²	0,064
Sumergencia	m	0,54

La sumergencia se definió de forma de respetar la sumergencia máxima para la condición de máximo caudal (caudal máximo horario con una unidad fuera de servicio), en dicha condición se tiene un pelo de agua de 3 cm sobre cresta de vertedero, resultando en una sumergencia total de 75 cm. Se debe verificar un criterio adicional, la distancia desde el fondo de los orificios al fondo del deflector debe ser mayor a 90 cm, lo cual se verá a continuación.

1.4.3.3. Deflector

El deflector debe tener un diámetro tal que la velocidad de descenso (v_d) en el mismo sea menor a 0,7 m/min para el caudal máximo en operación normal (sin considerar unidades fuera de servicio). Es usual que el diámetro del deflector sea de entre un 15 y 20 % del diámetro del sedimentador (WEF, 2005).

La altura el deflector debe extenderse al menos 0,30 m por debajo de los orificios, adicionalmente debido a que no se dispone un mecanismo para la disipación de energía en el ingreso a la unidad (mas allá del presente deflector, cuyo objetivo es dirigir el flujo y así evitar cortocircuitos) se recomienda aumentar este valor a 0,90 m. A su vez se debe verificar que la extensión del deflector se ubique entre un 30 y 75 % de la profundidad útil de la unidad. El deflector se extiende 0,07 m por sobre el nivel de agua en la unidad de forma de no ser sobrepasado en ninguna condición.

Tabla 1.39: Deflector del sedimentador

Parámetro	Unidad	Valor
Q max h	m ³ /s	0,035
Velocidad adm en operación	m/s	0,012
Área mínima	m ²	3,03
Diámetro mínimo	m	1,96
Diámetro elegido	m	2,00
Velocidad max	m/s	0,011
Altura deflector	m	2,00
Altura bajo orificios	m	1,21

Se observa que el diámetro del deflector resulta en un 20% del diámetro del sedimentador, dentro del rango usual y que la altura libre bajo los orificios de ingreso es mayor a 90 cm.

1.4.3.4. Recolección de agua sedimentada

El parámetro de diseño es el caudal por metro lineal de vertedero. Su valor debe estar contenido en el rango de [124-186] m³/m²/d (WEF, 2005). De esta forma se limita la velocidad de aproximación para no generar arrastre del lodo junto con el efluente clarificado. El caudal por metro lineal se define de acuerdo a la Ecuación 1.51 y se calcula para la condición más restrictiva tomando $Q=Q_{mant}$.

$$q_L = \frac{Q}{L_V} \quad (1.51)$$

El largo del vertedero se calcula con el diámetro del sedimentador según la siguiente ecuación:

$$L_V = \frac{2\Pi.D}{2}$$

La cantidad de vertederos se calcula según la Ecuación 1.52. Cada vertedero tendrá altura $h=0,1$ m y $2h$ de distancia entre vértices continuos con forma triangular formando una ángulo de 90° en cada uno de los vértices.

$$N_v^o = \frac{2.\Pi.D}{8.h} \quad (1.52)$$

Se determina el caudal por vertedero (q_v) y con este el pelo de agua (h_V) en cada uno de ellos, según Ecuación 1.53.

$$q_v = 1,4 \cdot h_V^{5/2} \quad (1.53)$$

Tabla 1.40: Geometría y caudal de vertedero

Parámetro	Unidad	Valor
L_V	m	31,4
q_L	$\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$	146
h	m	0,1
N_V^o	-	247
h_V	m	0,03

Se observa que el caudal por metro lineal de vertedero se encuentra dentro del rango recomendado. A continuación, se elige de ancho (b) de canaleta de recolección de agua clarificada y se calcula el tirante (h_o) en la misma, de forma tal que la canaleta descargue libre hacia la cámara de salida. Al igual que en el resto de los vertederos rectangulares, la ley de descarga libre utilizada es la mostrada en la Tabla 1.4.3.4. Se toma una altura de canaleta de 0,36 m.

$$Q = 1,838 \cdot b \cdot h_o^{3/2}$$

Se elige la altura de la cresta de vertedero tal que $h_o = 0,75 \cdot h_c$.

Tabla 1.41: Geometría y pelo de agua en canaleta de recolección de agua clarificada

Parámetro	Unidad	Valor
b	m	0,30
H	m	0,36
h_o	m	0,17

hline

1.4.3.5. Tubería de salida

El diámetro de la tubería de salida se elige de forma tal que la velocidad dentro de la misma no exceda los 2,0 m/s. Para la verificación se utiliza el caudal pico con una unidad fuera de servicio.

Tabla 1.42: Diámetro de la tubería de salida de efluente clarificado

Parámetro	Unidad	Valor
Q	m^3/s	0,053
D	m	250
v	m/s	1,08

Se observa que la velocidad obtenida cumple con las recomendaciones.

1.5. Desinfección

La selección y diseño de la unidad UV es realizada por proveedor a partir de los parámetros de entrada exhibidos en la Tabla 1.43.

Tabla 1.43: Parámetros de entrada para diseño de unidad UV.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{\text{máx,h}}$	m ³ /h	381
Coliformes _{in}	UFC/100 mL	10 ⁷
Coliformes _{ef}		1.000
SST _{ef}	mg/L	40

1.6. Emisario

El cálculo hidráulico de la tubería se realiza para el caudal máximo horario con una relación entre tirante y diámetro menor al 75 %, verificando que las velocidades en la tubería sean suficientes para generar auto limpieza y así evitar efectos producidos por la sedimentación en el fondo de la misma. Ambos criterios se emplean para el diseño de colectores de saneamiento.

La verificación de autolimpieza se verifica para el caso en que la planta se encuentre baypaseando ya que en condiciones de operación normal, el efluente se encuentra clarificado y por lo tanto con bajas concentración de sólidos en suspensión.

Por limitaciones constructivas, se decide usar un valor de pendiente mínima de 0,45 %. Por otra parte, se verifica correcto funcionamiento del emisario para caudales al inicio de operación.

1.6.1. Niveles del río Santa Lucía

El estudio de niveles del río se realiza con la estación de medición hidrométrica más cercana: la estación Santa Lucía R-11 se ubica en el viejo puente de la ruta 11 y registra mediciones de nivel desde el año 1972.

A partir de una serie de niveles de 43 años comprendida entre 1972-2017, se determinan la frecuencia de ocurrencia y la serie de máximos anuales que se muestran en la Figura 1.9 y en la Tabla 1.50, respectivamente.

Los niveles en el río en condiciones extremas se calculan utilizando los siguientes criterios:

- Nivel asociado a la máxima creciente registrada más un metro.
- El nivel asociado a un $Tr = 100$ años.

La cota de la máxima creciente conocida más un metro resulta +12,97 m (registrada en 2016) y la cota asociada a un tiempo de retorno de 100 años de +14,88 m (OSE, 2015). Por lo tanto, la situación más crítica corresponde a la inundación asociada al $Tr = 100$ años. En la Tabla 1.44 se resumen los valores antes mencionados.

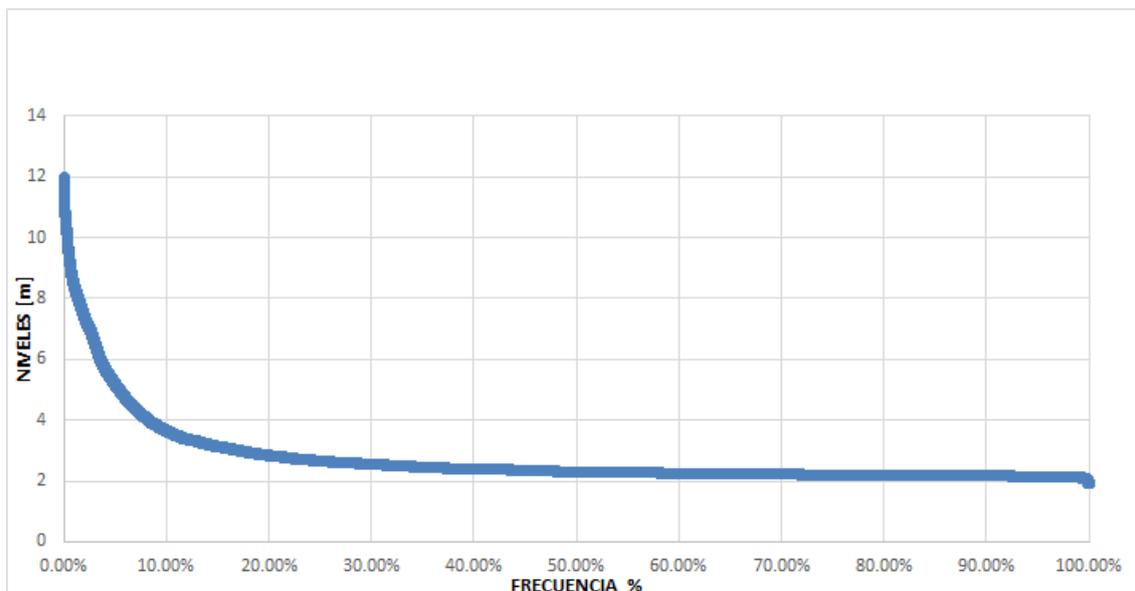


Figura 1.9: Curva de permanencia con frecuencia de datos diarios

Tabla 1.44: Niveles de río considerado para el estudio del funcionamiento hidráulico del emisario y cota de implantación de la PTAR (Referidos al Cero Oficial).

Niveles de río	Valor
Cota 50% permanencia	+2,30 m
Máxima cota registrada +1 m	+12,97 m
Cota con $Tr = 100$ años	+14,88 m

1.6.2. Caudales de diseño y geometría

Los caudales considerados para el diseño hidráulico del emisario son los que se muestran en la Tabla 1.45. El emisario debe ser capaz de transportar el caudal pico en horizonte de proyecto y funcionar de forma adecuada al inicio de operación.

Se verifica autolimpieza al menos una vez día para las condiciones de menor caudal, por lo que se utiliza el caudal máximo horario del día de menor consumo previsto en año 2020.

Tabla 1.45: Caudales de diseño para el emisario

Parámetro	Unidad	Valor	Observación
Caudal mínimo	L/s	34,1	Caudal máximo horario del día de menor consumo previsto en año 2020
Caudal máximo	L/s	105,9	Caudal máximo horario previsto en año 2050

La tubería diseñada es de PEAD DN 450 mm y tiene una longitud total de 775 m.

Tabla 1.46: Geometría y materiales del emisario.

Parámetro	Unidad	Valor
Material	PEAD	
Diámetro Nominal	mm	450
Longitud total	m	775
Numero de Manning	-	0,013

1.6.2.1. Operación normal

El nivel del río con 50% de permanencia es de +2,30, la cota de zampeado de salida del emisario es de +7,00. Por lo que el emisario descarga libre hacia la planicie de inundación. La longitud y la pendiente resultante en cada tramo así como los valores obtenidos se muestran en la Tabla 1.47.

Tabla 1.47: Cálculo hidráulico en cada tramo de emisario.

Parámetro	Unidad	Tramo 1	Tramo 2	Tramo 3	Tramo 4	Tramo 5
L	m	51	54	60	66	75
S	%	3,14 %	2,41 %	1,67 %	1,10 %	1,09 %
Caudal máximo horario previsto en año 2050						
y	m	0,147	0,158	0,175	0,197	0,197
y/D	%	37,09 %	39,84 %	44,10 %	49,71 %	49,71 %
v	m/s	2,54	2,31	2,01	1,73	1,73
τ	Pa	24,76	20,11	14,94	10,67	10,67
Caudal máximo horario del día de menor consumo previsto en año 2020						
y	m	0,082	0,088	0,069	0,107	0,107
y/D	%	20,74 %	22,15 %	24,28 %	26,99 %	26,99 %
v	m/s	1,84	1,67	1,47	1,27	1,27
τ	Pa	15,21	12,41	9,29	6,71	6,71
Parámetro	Unidad	Tramo 6	Tramo 7	Tramo 8	Tramo 9	Tramo 10
L	m	82	102	90	100	95
S	%	0,46 %	0,45 %	0,45 %	0,45 %	0,52 %
Caudal máximo horario previsto en año 2050						
y	m	0,260	0,262	0,262	0,262	0,249
y/D	%	65,56 %	66,07 %	66,07 %	66,07 %	62,84 %
v	m/s	1,23	1,22	1,22	1,22	1,29
τ	Pa	5,18	5,10	5,10	5,10	5,78
Caudal máximo horario del día de menor consumo previsto en año 2020						
y	m	0,134	0,135	0,135	0,135	0,130
y/D	%	33,81 %	34,01 %	34,01 %	34,01 %	32,74 %
v	m/s	0,93	0,92	0,92	0,92	0,97
τ	Pa	3,38	3,32	3,32	3,32	3,72

La tensión mínima de referencia para el diseño de colectores es de 1 Pa. Para los cálculos realizados, la tensión tractiva mínima ocurre con el caudal máximo horario

del día de menor consumo al inicio de operación y vale 3,32 Pa. Se observa que incluso en las condiciones de mínimo caudal el emisario cumple con el criterio de autolimpieza.

1.6.2.2. Operación con río crecido

Con la cota más restrictiva que es la asociada a un $Tr = 100$ años, el emisario trabaja inundado hasta la cota +14,88 m. Al adicionar las pérdidas de carga en la tubería asociadas al caudal máximo horario, la piezométrica aumenta a cota +16,37 m. Se decide ubicar la cámara de agua desinfectada de forma tal que el nivel de agua sobre esta se encuentre un metro por encima del nivel en la cámara uno del emisario (+17,37 m), asegurando así una descarga libre.

Las pérdidas de carga localizadas y distribuidas consideradas para el emisario se muestran en las Tablas 1.48 y 1.49, respectivamente.

Las pérdidas de carga localizadas se calculan con la Ecuación 1.54.

$$h_L = K \frac{v^2}{2g} \quad (1.54)$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga distribuidas se utiliza la expresión de Hazen-Williams:

$$h_D = JL \quad (1.55)$$

siendo J la pérdida piezométrica por unidad de longitud, que se calcula según la Ecuación 1.56.

$$J = 10,64C^{-1,85}D^{-4,87}Q^{1,85} \quad (1.56)$$

siendo

- C el coeficiente de rugosidad de Hazen-Williams,
- D el diámetro interno del emisario
- Q el caudal máximo horario en 2050.

Tabla 1.48: Pérdidas de carga localizadas en emisario.

Piezas	Cantidad	K	ΔH [m]
Entrada	5	0,5	0,06
Salida	5	1	0,11
Tee	4	0,3	0,01
Codos 90°	2	0,6	0,03
Válvula Flap	1	-	0,019
		h_L	0,24 m

Para al determinar de la perdida de carga localizada producida por la válvula Flap, se utiliza la Ecuación 1.57.

$$\frac{H_L}{D} = \frac{g.D^5}{176.Q^2} \quad (1.57)$$

Tabla 1.49: Pérdidas de carga distribuidas en emisario.

Parámetro	Unidad	Valor	J [m/m]
C	adim	140	
D	m	0,397	0,0016
Q	m ³ /s	0,106	
Tramo de emisario a presión	m		775
	h_D		1,25 m

Tabla 1.50: Serie de niveles máximos registrados en la Estación R11 entre 1972 y 2017.

Año	Medición de regla [m]	Nivel medido en Cero Oficial [m]
1972	5.47	4.11
1973	4.92	3.56
1975	8.42	7.06
1977	11.02	9.66
1979	8.77	7.41
1980	11.07	9.71
1981	12.27	10.91
1982	10.47	9.11
1983	13.27	11.91
1984	11.07	9.71
1985	10.77	9.41
1986	13.27	11.91
1987	8.77	7.41
1988	10.22	8.86
1989	7.62	6.26
1990	10.77	9.41
1991	10.47	9.11
1992	9.27	7.91
1993	11.67	10.31
1994	10.37	9.01
1995	9.87	8.51
1996	9.97	8.61
1997	12.07	10.71
1998	10.92	9.56
1999	11.67	10.31
2000	11.17	9.81
2001	11.22	9.86
2002	12.52	11.16
2003	11.07	9.71
2004	10.72	9.36
2005	11.32	9.96
2006	12.17	10.81
2007	12.42	11.06
2008	8.62	7.26
2009	11.1	9.74
2010	12.6	11.24
2011	4.45	3.09
2012	9.55	8.19
2013	10.62	9.26
2014	9.83	8.47
2015	10	8.64
2016	13.33	11.97
2017	12.71	11.35

1.7. Línea de lodos

1.7.1. Producción de lodos

La producción de lodos en el sistema Moving bed biofilm reactor (MBBR) se calcula a partir de un valor de producción específica en función de la carga de DBO removida, según Ecuación 1.58 (Ødegaard, 2018).

$$SST_{esp} = 0,6 \times \left(\frac{SST_{in}}{DBO_{5,in}} + 1 \right) - \frac{0,72\theta_L^{T-15}}{TAT_{DBO} + 1,33 \theta_L^{T-15}} \quad (1.58)$$

Donde:

- SST_{esp} es la producción de Sólidos Suspendidos Totales (SST) por gramo de DBO removida.
- SST_{in} es la concentración en mg/L de sólidos suspendidos totales en el ingreso al tratamiento biológico.
- $DBO_{5,in}$ es la concentración en mg/L de DBO_5 en el ingreso al tratamiento biológico.
- $F = \theta_L^{T-15}$ con $\theta = 1,072$ es el factor de corrección por temperatura, para una temperatura base de 15° .
- TAT_{DBO} es la tasa de aplicación superficial total de DBO (la carga de DBO total dividida por la superficie total del medio, incluyendo nitrificación y desnitrificación).

Dado que la temperatura de diseño es de 15° la misma coincide con la temperatura base de la ecuación, pudiendo omitirse los factores de corrección. Considerando esto la ecuación se puede reducir, resultando en la Ecuación 1.59

$$SST_{esp} = 0,6 \times \left(\frac{SST_{in}}{DBO_{5,in}} + 1 \right) - \frac{0,72}{TAT_{DBO} + 1,33} \quad (1.59)$$

Considerando los 220 mg/L de SST en el afluente y la remoción de 35 % asumida en el tamiz rotativo, se obtiene una concentración de SST en el ingreso al tratamiento biológico de $SST_{in} = 143$ mg/L. Por otro lado la DBO en el ingreso al tratamiento biológico se calculó anteriormente, resultando en $DBO_{5,in} = 150$ mg/L.

Donde PL_s es la producción de lodos medidos como SST secos, asociados al caudal de diseño en el período de previsión. La masa diaria calculada anteriormente es la que abandona el sistema MBBR y por lo tanto ingresa a los sedimentadores. Para la determinación del su volumen se asumen valores de concentración de sólidos en los lodos y densidad obtenidos de bibliografía (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Los valores adoptados y resultados obtenidos se muestran en la Tabla 1.51.

De lo anterior resulta una producción de lodo sedimentado de $PL_s = 931$ kg/d. Se asume una concentración de de sólidos ($cSST_s$) de 2,5 % y una densidad teórica

Tabla 1.51: Parámetros y resultados para la producción de lodos.

Parámetro	Unidad	Valor
SST_0	mg/L	143
$DBO_{5,in}$	mg/L	150
Carga DBO total	kg DBO / d	333
Superficie total	m ²	166.634
TAT_{DBO}	g DBO / m ² .d	2,00
SST_{esp}	g SST /g DBO_{rem}	0,96

(ρ) de 1025 kg/m³. Con estos datos y la Ecuación 1.60, se determina el volumen diario de lodos. En la Tabla 1.52 se muestran los valores obtenidos.

$$VL_s = \frac{CSST}{\rho \cdot \%SST} \quad (1.60)$$

Tabla 1.52: Producción de lodos.

Parámetro	Unidad	Valor
PL_s	kg SST/d	931
cSST	%	2,5
ρ	kg/m ³	1.025
VL_s	m ³ /día	36,3

1.7.2. Tolva de lodos

La tolva tiene geometría de sección trapezoidal. Las paredes de la misma presentan una inclinación de 75° con respecto a la horizontal. La velocidad de aproximación (v_a) a la entrada de la misma no debe superar los 1,5 m/min. En la Tabla 1.53 se muestran las dimensiones más relevantes de la tolva diseñada.

Tabla 1.53: Geometría de la tolva de lodos del sedimentador

Parámetro	Unidad	Valor
θ	°	75
h	m	1,20
H	m	1,30
b	m	0,10
B	m	0,75
l	m	0,60
L	m	1,25
V_t	m ³	1,20

El régimen de purgas en cada uno de los sedimentadores se debe ajustar periódicamente a las condiciones de generación. Cada episodio de bombeo debe retirar un

volumen igual a la capacidad de las tolvas y deben ser suficientemente espaciados para evitar la succión de agua.

A partir del volumen de la tolva (V_t) y la producción de lodos por sedimentador ($PL_{s,u}$) se calcula la cantidad de purgas por día. A continuación, eligiendo un tiempo de duración de purgas (T_P) se determina el caudal a purgar (Q_P). Utilizando este valor y el área de la sección superior de la tolva (A_T) se calcula la velocidad de aproximación y se verifica que no supere el valor máximo. Ver Tabla 1.54.

Tabla 1.54: Caudal de purga y velocidad de aproximación

Parámetro	Unidad	Valor
$VL_{s,u}$	m ³ /día	12,1
Purgas por día	-	11
T_P	s	200
Q_P	m ³ /min	0,36
A_T	m ²	0,94
v_a	m/min	0,38

Se observa que la velocidad de aproximación obtenida en la entrada a la tolva (v_a) es menor a 1,5 m/min.

1.7.3. Espesador de lodos

1.7.3.1. Dimensionado

Las unidades se diseñan para soportar la máxima producción de lodos sedimentados entrante ($PL_{e,0}$) manteniendo una carga de sólidos (CS_E) menor a la máxima recomendada. Adicionalmente el sedimentador debe tener una altura (H_E) mínima para asegurar un buen funcionamiento.

También es recomendado limitar el tiempo de retención hidráulico (TRH_E) y proveer una carga hidráulica (CH_E) suficiente para evitar condiciones anaerobias en los lodos. Para esto se considera un volumen diario de lodo entrante al espesador ($VL_{e,0}$).

Los valores de producción y volumen de lodos entrantes al espesador resultan de dividir los correspondientes a los tres sedimentadores entre los dos espesadores, mientras que el caudal entrante al espesador es igual al caudal de purga de un sedimentador. En la Tabla 1.55 se resumen los parámetros de diseño

Tabla 1.55: Parámetros de diseño del espesador. (Ødegaard, 2019; Sperling, 2007)

Parámetro	Unidad	Valor
$PL_{e,0}$	kg SST/d.unidad	466
$VL_{e,0}$	m ³ /d.unidad	18,2
CS_E	kg SST/m ² ·d	≤ 50
H_E, min	m	3,0
TRH_E	hs	≤ 24
CH_E	m ³ /m ² ·d	20-30

A partir de la producción de sólidos máxima y la carga de sólidos se calcula la mínima área del espesador (A_E) mediante la Ecuación 1.61.

$$A_E \geq \frac{PL_{e,0}}{CS_E^{max}} \quad (1.61)$$

Se obtiene un valor mínimo de 9,31 m, asociado a un diámetro de 3,44 m, se decide fijar el diámetro (D_E) en 3,50 m. A partir del anterior y la altura mínima se calcula el tiempo de retención en la unidad, el cual resulta en 37 hs, superior a las 24 hs recomendadas. Por lo tanto, se prevé la posibilidad de inyectar agua desinfectada dentro del espesador. Se calcula el caudal de agua complementario (Q_c) para lograr tanto el tiempo de retención hidráulico máximo Ecuación 1.62 como la carga hidráulica mínima Ecuación 1.63.

$$Q_c \geq \frac{H_E \cdot D_E^2 \cdot \Pi}{4 \cdot TRH_E^{max}} - Q_L \quad (1.62)$$

$$Q_c \geq \frac{CH_E^{min} \cdot D_E^2 \cdot \Pi}{4} - Q_L \quad (1.63)$$

Esto resulta en caudales complementarios mínimos de 10,7 y 174,3 m³/d respectivamente. Por lo tanto se prevé la posibilidad de una recirculación de agua desinfectada al espesador con un caudal de 175 m³/d o 2,0 L/s.

Tabla 1.56: Resultados del espesador.

Parámetro	Unidad	Valor
D_E	m	3,50
H_E	m	3,0
CH_E	kg SST/m ² .d	1,89
Q_c	L/s	2,0

Para la concentración de sólidos luego del espesado se asumen valores de bibliografía, según la cual se obtienen concentraciones de 3-6% (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se asume el valor medio $C_{lodo}^{resp} = 4,5\%$.

1.7.3.2. Recolección de sobrenadante

La pantalla de vertederos y la canaleta de recolección del sobrenadante se calculan para evacuar un caudal igual a la suma del caudal de lodo entrante al espesador ($QL_{e,0}$) y del caudal complementario de agua desinfectada (Q_c), esto resulta en un caudal de sobrenadante (Q_s).

De la misma forma que para el sedimentador, a partir de la longitud perimetral del espesador ($L_{v,e}$) y considerando que se utilizan vertederos de 90° y 10 cm de altura con una separación de 20 cm se calcula la cantidad de vertederos en el espesador ($N_{v,e}$). Utilizando esta y el caudal de sobrenadante se calcula la altura de agua sobre el vertedero ($h_{v,e}$).

Tabla 1.57: Vertedero del espesador.

Parámetro	Unidad	Valor
$QL_{e,0}$	L/s	6,0
Q_c	L/s	2,0
Q_s	L/s	8,0
$L_{v,e}$	m	11
$N_{v,e}$	m	86
$h_{v,e}$	m	0,02

1.7.4. Digestor anaerobio

1.7.4.1. Dimensionado

Para la estabilización de los lodos luego del espesado se utiliza un digestor anaerobio. El parámetro de diseño de esta unidad es el tiempo de retención celular θ_D , que para digestores de mezcla completa coincide con el tiempo de retención hidráulico, ver Tabla 1.58. Se decide utilizar un valor de $\theta_D = 20$ d, debido a que tiempos mayores no se traducen en grandes mejoras en la destrucción de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Se asume que el lodo al ingresar al digestor esta compuesto por un 70 % de SSV.

Tabla 1.58: Parámetros de diseño elegidos para el digestor

Parámetro	Unidad	Valor
θ	hs	20
$f_S SV$	%	70
cSST	%	4,5
Eficiencia	%	55
Densidad	kg/m ³	1.080

El volumen útil del digestor se calcula:

$$V_D = Q_{L,E} \cdot TRH$$

Tabla 1.59: Geometría del digestor

Parámetro	Unidad	Valor
Q_L	m ³ /d.unidad	9,9
V_D	m ³	197
H	m	7,5

La reducción de sólidos dentro del digestor se calcula en función de los Kg SST/d a la entrada, de la siguiente forma:

$$P_{SSV_o} = P_{SST_o} \cdot f$$

Donde f es la fracción de SSV contenida en los SST. La cantidad de glsSSV la salida es:

$$P_{SSTs} = P_{SSFo} + P_{SSVo} \cdot (1 - Eficiencia)$$

Siendo P_{SSF} la cantidad de solidos suspendidos fijos en el lodo, calculada como la diferencia entre los SST y SSV.

Mientras que el porcentaje de reducción es:

$$\%R = 1 - \frac{P_{SSTs}}{P_{SSTo}}$$

Tabla 1.60: Reducción de solidos en en cada digestor

Parámetro	Unidad	Valor
P_{SSTo}	kg SSTo/d	466
P_{SSVo}	kg SSVo/d	326
P_{SSVs}	kg SSV/d	146
P_{SSTs}	kg SST/d	286
$\%Reduccion$	%	39

Finalmente para las condiciones de humedad y densidad de lodo digerido asumidas se calcula una producción diaria de lodos a deshidratar (PL_{desh}) de 10,6 m³/d.

1.7.4.2. Producción de gas

La de producción de gas se estima utilizando la Ecuación 1.64 donde K es el factor de conversión que relaciona el volumen de metano producido con la remoción de DQO en el digestor. A los efectos de los cálculos se considera un factor de conversión teórico para la cantidad de metano producido de 0,40 L CH_4 /gDQO a 35°C. (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014)

$$V_{CH_4} = k \cdot [(S_o^D - S_s^D) \cdot Q^D - 1,42 \cdot P_{SSV}^A] \quad (1.64)$$

La biomasa que ingresa al digestor (S_o^D) se estima en base a la carga de SSV, asumiendo una relación de 1,42gDBO/gSSV y una relación de DQO/DBO₅=2.

$$S_o^D = 1,42 \cdot P_{LE}$$

La biomasa de salida en el digestor, es:

$$S_s^D = S_o^D \cdot (1 - Ef)$$

La producción neta de biomasa anaerobia (P_{SSV}^A) se calcula con la Ecuación 1.65. Donde Y_H Y b_H son los parámetros cinéticos del proceso anaerobio.

$$P_{SSV}^A = \frac{Y \cdot (S_o^D - S_s^D)}{1 + b_H \cdot \Theta_C} \quad (1.65)$$

Finalmente considerando que el gas producido en el digestor está compuesto por un 65 % de metano, se calcula la producción neta de gas en los digestores.

Tabla 1.61: Parámetros cinéticos para proceso anaerobio (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014)

Parámetro	Unidad	Valor
Y_H	gSSV/gDQO	0,08
b_H	g/g.d ⁻¹	0,03

Tabla 1.62: Volumen de gas en los digestores

Parámetro	Unidad	Valor
Q_{CH_4}	m ³ /d	742
Q_{GAS}	m ³ /d	1142

Como forma de verificar el valor estimado antes dicho, se calculan los litros de gas metano producidos por habitante percapita ($V_{CH_4}^{percapita}$), según Ecuación 1.66. Debido a que la planta cuenta con tratamiento secundario la misma se estima en 28 L CH₄/hab.d (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

$$V_{CH_4}^{percapita} = \frac{V_{CH_4}}{Pob_{equivalente}} \quad (1.66)$$

Se tiene una población equivalente de 22.242 hab⁸, resultando en un volumen percapita de 33 L CH₄/hab.d. Se observa que la estimación realizada no difiere significativamente del valor de referencia considerado.

1.7.5. Deshidratación

Para la etapa de deshidratación se prevé dos unidades centrífuga en configuración 1+1, que reciben los lodos de los digestores y generan un lodo con mayor concentración de sólidos llamado “torta” (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Para obtener la producción de lodo deshidratado se plantea un balance de conservación de masa de sólidos a la unidad:

$$V_{in} \cdot CS_{in} = V_{out} \cdot CS_{out}$$

donde V es el volumen [m³] y CS la concentración de sólidos [%].

Por otra parte, para conocer el caudal de efluente producido en la deshidratación, se calcula:

$$V_{efl} = V_{in} - V_{out}$$

En la Sección 1.8.2 se presentan los detalles de la dosificación de polímero asociada a esta etapa, y en la Tabla 1.63 se presentan los parámetros de entrada y salida de la etapa de deshidratación.

⁸La población equivalente se estima como la suma de la población saneada por red mas un porcentaje de la población saneada por barométricas.

Tabla 1.63: Parámetros de entrada y salida de etapa de deshidratación.

Parámetro	Unidad	Valor
Entrada		
cSST	-	5,0 %
PL_{dig}	m ³ /d	10,6
Salida		
cSST	-	25,0 %
PL_{desh}	m ³ /d	2,1
$Q_{\text{eff. desh}}$	L/s	1,8

1.7.6. Bombeos de lodos

Para la impulsión de lodos a través de tuberías, se deben cumplir con los siguientes criterios (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014):

- Velocidades (v_L) entre 0,8 y 2,4 m/s.
- Diámetros (ϕ_L) entre 150 y 200 mm⁹.
- Prever línea en paralelo para derivar flujo en caso de obstrucciones¹⁰.

La pérdida de carga en tuberías de lodos se determina multiplicando la pérdida de carga calculada para agua mediante Hazen-Williams por un factor k , dependiente de la concentración de sólidos (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). Como se muestra en la Figura 1.10, k aumenta con el crecimiento de la concentración de sólidos, a distinto ritmo según el tipo de lodo.

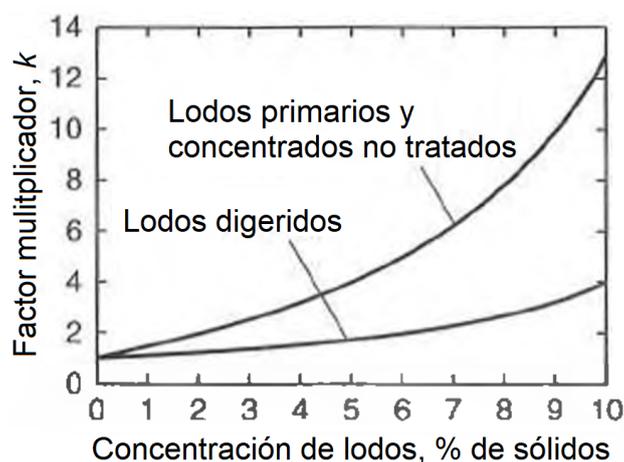


Figura 1.10: Multiplicador de carga k en función de concentración de sólidos (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Se diseñan tres pozos secos, para conectar cada etapa del tratamiento de lodos:

⁹Puede operarse con diámetros inferiores, para casos de baja concentración de sólidos (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

¹⁰A evaluar en cada tramo.

BL1: de sedimentación a espesado.

BL2: de espesado a digestión.

BL3: de digestión a deshidratación.

En la Tablas 1.64, 1.65 y 1.66 se presentan los valores obtenidos de pérdida de carga, caudal y diámetro de impulsión, verificando velocidad de flujo, para los pozos BL1, BL2 y BL3, respectivamente.

Tabla 1.64: Resultados de impulsión para BL1.

Parámetro	Unidad	Valor
H	m	2,50
Q	L/s	6,0
ϕ_L	mm	110
v_L	m/s	0,8

Tabla 1.65: Resultados de impulsión para BL2.

Parámetro	Unidad	Valor
H	m	5,00
Q	L/s	25,0
ϕ_L	mm	160
v_L	m/s	1,6

Tabla 1.66: Resultados de impulsión para BL3.

Parámetro	Unidad	Valor
H	m	2,50
Q	L/s	2,2
ϕ_L	mm	110
v_L	m/s	0,3

Como se puede observar en la Tabla 1.64, el diámetro en la impulsión hacia los espesadores es menor a 150 mm. Este se utiliza ya que la concentración de sólidos en el lodo producido en la sedimentación es baja (2,5%). De esta forma la velocidad en la tubería cumple con los valores recomendados para el caudal purgado hacia los espesadores.

Por otra parte, algunos valores presentados en la Tabla 1.66 no cumplen con las recomendaciones. Se diseña fijando un diámetro de 110 mm, a pesar de que el lodo a circular tiene una concentración de sólidos de 5,0%. Se opta por este diámetro, para contemplar en mejor medida las velocidades de flujo, ya que de usar un diámetro mayor, serían demasiado bajas. El caudal es impuesto por la capacidad la máxima recepción de la centrífuga en la etapa de deshidratación.

Debido a que no se cumple con las recomendaciones de diámetro ni velocidades mínimas en el bombeo hacia la deshidratación es de esperar problemas en dicha

conducción. Por tanto, se decide disponer para este tramo una línea en paralelo de respaldo. Ambas tuberías deben ser instaladas expuestas, para mayor facilidad de limpiezas y mantenimiento.

1.8. Líneas de productos químicos

1.8.1. Remoción de fósforo

Para la remoción de fósforo en el efluente se decide utilizar precipitación fisico-química mediante la adición de cloruro férrico. Para ello, se prevee la instalación de una unidad de dosificación de cloruro férrico (UCF).

La dosis a aplicar se estima en función del caudal de tratamiento de la planta, la concentración de fósforo a la entrada de la PTAR y la concentración de fósforo de salida. Previendo que esta última, debe cumplir con los estándares de vertido establecidos en el Decreto 253/79. En la Tabla 1.67 se muestra los valores de los parámetros antes mencionados.

Tabla 1.67: Caudal de diseño y concentraciones de fósforo a la entrada y salida de la PTAR.

Parámetro	Unidad	Valor
Q_{dis}	L/s	77,1
$[P_{af}]$	mg/l	5
$[P_{ef}]$	mg/l	2

La dosis de férrico a aplicar corresponde a la cantidad total que se agregaría para la eliminación del ortofosfato en el efluente. En la Figura 1.11 se dan las proporciones molares para aluminio y hierro para varios niveles de ortofosfato residual. Típicamente, las dosis de sales de aluminio y hierro en una base molar generalmente caen en el rango de 1 a 3 si el fósforo residual en el efluente secundario es del orden de 0.5 mg / L. La tasa de aplicación exacta se determina mediante pruebas en el sitio y varía con las características del efluente a tratar y la variabilidad deseada en las tasas de eliminación de fósforo (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

El cálculo de la dosis se determina en función de la Ecuación 1.67¹¹.

$$Fe^{dosis}(III) = \frac{Fe}{P} \cdot (PO_{4af}^{3-} - PO_{4ef}^{3-}) \cdot \frac{PMFe}{PMP} \quad (1.67)$$

Donde:

- PO_{4af}^{3-} es la concentración de Ortofosfatos en el afluente
- PO_{4ef}^{3-} es la concentración de Ortofosfatos en el efluente
- La relación Fe/P es dada por la Figura 1.11 según la concentración de ortofosfatos que se requiere en el efluente.

¹¹Para determinar la dosis se considera que el 25% de P_{Tot} está constituido por PO_4^{3-}

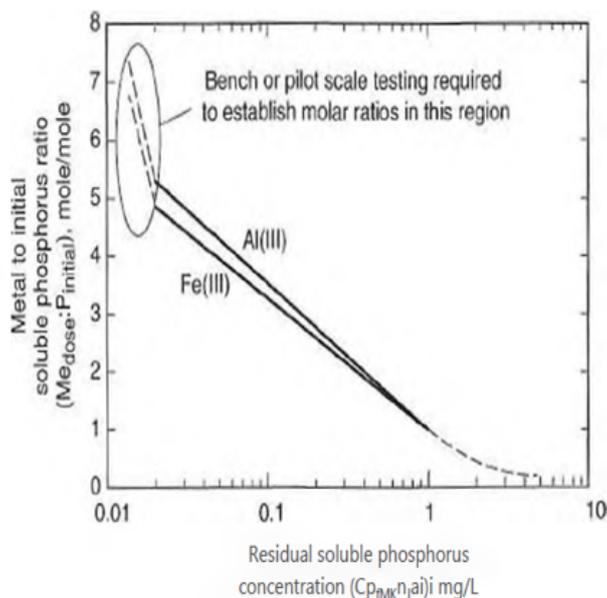


Figura 1.11: Eliminación de fósforo soluble por adición de aluminio o hierro

- PMFe y PMP son los pesos moleculares y valen =55,85 g/mol y 30,97 g/mol respectivamente.

La dosis de Fe(III) estimada resulta en 2 mg/L. Como la planta dosifica FeCl_3 se estima el stock de volumen del producto para un mes de consumo y en base al mismo se la capacidad de tanque a instalar.

Tabla 1.68: Valores de los parámetros utilizados

Parámetro	Unidad	Valor
PM Fe	g/mol	55.85
PM FeCl_3	g/mol	162.1
Pureza	g/100 g	0.38
Densidad FeCl_3	kg/L	1.35

Tabla 1.69: Volumen necesario para dosificar FeCl_3 durante un mes

Parámetro	Unidad	Valor
$F_{e^{dosis}}$	mg/L	2,3
Fe	Kg/d	15,0
% hierro Fe en FeCl_3	%	0,34
Cantidad de cloruro férrico	Kg/d	43,5
Volumen de FeCl_3	L/d	84.9
Volumen	m^3/mes	2,5

1.8.2. Dosificación de polímero

Para la etapa de deshidratación es necesaria la dosificación de polielectrolito. Para obtener una torta con una concentración de sólidos entre 22 y 35 %, se recomienda dosificar de 7,5 a 15 g/kg de sólido en base seca (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014).

Dado que estos valores están determinados para deshidratar lodos con concentración inferior a la obtenida en la digestión (2 a 4 % < 5 % en lodo digerido) y que se busca obtener un lodo deshidratado con una concentración de sólidos de 25 %, se diseña la etapa para dosificar 7,5 g/kg de sólido en base seca. La concentración de sólidos y volumen de torta son definidos en la Sección 1.7.4.

En la Tabla 1.70 se presenta los parámetros definidos y el consumo mensual estimado de polielectrolito.

Tabla 1.70: Parámetros de dosificación y consumo de polímero.

Parámetro	Unidad	Valor
$PL_{total\ dig}$	kg SST/d	573
$Poli^{dosis}$	g/kg _{b. s.}	7,5
Consumo $Poli$	kg/mes	130

1.8.2.1. Bombeo de polielectrolito

Se prevé una dilución del polielectrolito en una concentración del 0,25 %, por lo que considerando dicha solución con densidad análoga a la del agua, se obtiene que se debe dosar un volumen de 1,72 m³/d en el tiempo de operación de la deshidratación.

Considerando una unidad centrífuga con 8 m³/h de capacidad, se obtiene un período de funcionamiento diario de 1,3 hs.

En la Tabla 1.71 se presenta el punto de funcionamiento de la bomba dosificadora de polímero, capaz de proveer para el período de funcionamiento de la etapa de deshidratación diaria.

Tabla 1.71: Parámetros de bombeo de dosificación de polímero.

Parámetro	Unidad	Valor
$Q_{sol. poli}$	L/s	0,4
H	m	6,5

1.8.3. Dosificación de cal

En los diegestores anaerobios es recomendada una alcalinidad de entre 2000 y 5000 mg CaCO₃/L (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014), el consumo de alcalinidad se calcula para el valor medio del rango. La dosificación deberá ser tal que aumente la alcalinidad del lodo afluente (D_{af}) al valor buscado (Alc_{obj}) a la vez que compensa el consumo de alcalinidad (D_c) que se da dentro del digestor.

$$D_{alc} = D_{af} + D_c \quad (1.68)$$

Debido a la falta de valores de alcalinidad en lodos provenientes de procesos de biomasa adherida, se asume una alcalinidad intermedia (Alc_{esp}) entre los valores del lodo proveniente de sistemas de lodos activados y de sedimentadores primarios. El volumen de lodo a alcalinizar es el proveniente de los espesadores (VL_{esp}). En la Tabla 1.72 se muestran los parámetros utilizados y el resultado obtenido.

$$D_{af} = VL_{esp} \times (Alc_{obj} - Alc_{esp}) \quad (1.69)$$

Tabla 1.72: Alcalinización del lodo afluente

Parámetro	Unidad	Valor
VL_{esp}	m ³ /d	36,3
Alc_{esp}	mg de CaCO ₃ /L	700
Alc_{obj}	mg de CaCO ₃ /L	3500
D_{af}	mg de CaCO ₃ /L	102

Por otro lado se debe compensar la alcalinidad consumida en el reactor, la misma depende de la temperatura y de la producción de dióxido de carbono. Ante el supuesto de que el gas producido dentro del reactores está compuesto únicamente por metano y CO₂ (la concentración de otros gases es despreciable) y que el mismo se compone en un 65 % por CH₄ se tiene un 35 % de CO₂. Por otro lado la temperatura de diseño del digester es de 35°, en base a estos datos se obtiene de bibliografía el consumo de alcalinidad (Alc_{cons}) (Metcalf & Eddy Inc., AECOM, 2014). En base a los parámetros mostrados en la Tabla 1.73 se calcula el consumo de alcalinidad mediante la Ecuación 1.70.

$$D_c = VL_{esp} \times Alc_{cons} \quad (1.70)$$

Tabla 1.73: Alcalinidad consumida

Parámetro	Unidad	Valor
VL_{esp}	m ³ /d	36.3
T	°	35
pH	[OH]	7
CO ₂	%	35
Alc_{cons}	mg de CaCO ₃ /L	2250
D_c	mg de CaCO ₃ /L	82

Sumando los valores necesarios para alcalinizar el afluente y compensar el consumo de alcalinidad dentro del digester se obtiene una dosis de alcalinizante al 2050 de 183 kg CaCO₃/d.

El alcalinizante a utilizar es hidróxido de sodio, el mismo tiene un peso equivalente de 40 g/eq, frente a los 50 g/eq del carbonato de calcio, por lo tanto la dosis necesaria es de 146 kg/d de hidróxido de sodio. Considerando un valor de pureza del 70 % se requiere un suministro de 210 kg/d de hidróxido de sodio comercial al año 2050.

1.9. Perfil Hidráulico

El diseño de todas las instalaciones se realiza para el caudal pico al fin de período de previsión. La condición impuesta en el punto de vertido final está dado por los niveles del río Santa Lucia asumidos en el punto de la descarga.

Para todas las tuberías de interconexión entre las distintas unidades se determinan las pérdidas de carga localizadas empleando formula de Darcy (Ecuación 1.71) y las distribuidas mediante Hazen-Williams (Ecuación 1.72).

$$\Delta H_{loc} = \frac{Kv^2}{2g} \quad (1.71)$$

$$\Delta H_{dist} = JL \quad (1.72)$$

Donde:

$$J = 10,64.C^{1,85}.D^{-4,87}.Q^{1,85}$$

Para determinar la carga sobre los vertederos de sección rectangular y triangulares se utilizan las expresiones dadas por la Ecuación 1.73 y Ecuación 1.74 respectivamente.

$$Q = 1,838.b.h^{3/2} \quad (1.73)$$

- b: ancho de la pared del vertedero (m)
- h: carga de agua sobre el vertedero (m)

Dicha expresión corresponde a una expresión simplificada para el cálculo de vertederos rectangulares de lámina delgada con ancho de vertido sin contracción lateral (Chreties & Pedocchi, 2019).

$$Q = 1,4.h^{5/2} \quad (1.74)$$

- h: carga de agua sobre el vertedero (m)

La expresión es válida para el cálculo de vertederos triangular de lámina delgada con ángulo recto al centro.

A continuación, se presenta el desarrollo realizado comenzando desde el punto de descarga del emisario y recorriendo hacia aguas arriba cada unidad.

1.9.1. Cámara de agua desinfectada-CAD

Para determinar el nivel en la cámara de salida de la desinfección se considera el nivel del río asociado a un Tr=100 años (+14,88 m) cota medida desde el Cero oficial, ver Sección 1.6.1. Considerando dicho escenario y adicionando las pérdidas de carga en el emisario se tiene un nivel de agua en la cámara uno del mismo de +16,37 m.

Se decide ubicar la cámara de agua desinfectada de forma tal que el nivel de agua sobre esta se encuentre un metro por encima del nivel en la cámara uno del

emisario. Esto garantiza la caída libre aún en grandes inundaciones, a la vez que genera agitación la cual oxigena el efluente disminuyendo el impacto del mismo sobre del cuerpo receptor. El nivel en la cámara de agua desinfectada resulta en una cota de pelo de +17,37 m. El tirante en esta unidad es de 0,91 m, por lo que su cota de fondo es +16,46 m.

De acuerdo a la información del proveedor se debe prever una diferencia de niveles entre la cámara de agua desinfectada y el canal en el cual se ubica el equipo UV de al menos 0,13 m. Esto resulta en una cota de pelo de agua de +17,50 m en dicho canal. Adicionalmente el tirante en el mismo es de 0,47 m, por lo que su cota de fondo resulta en 17,03 m.

Previo al canal UV se encuentra una placa perforada la cual impone una pérdida de carga de 0,12 m, lo que resulta en una cota de pelo de agua de +17,62 m en la cámara de alimentación al UV. El fondo de ésta cámara se ubica coincidente con la de la cámara de agua desinfectada a cota +16,46 m.

1.9.2. Interconexiones unidades SED-UV

La conducción entre las unidades de sedimentación y el canal de desinfección consiste en tres tuberías de diferentes diámetros y materiales según se muestra la Tabla 1.74.

Para determinar las cotas de pelo de agua en la unidad de sedimentación se considera el caudal pico cuando una unidad se encuentra en mantenimiento. El caudal pico en cada unidad es de 35,3 L/s, y bajo el escenario antes mencionado el caudal asciende a 53 L/s.

Tabla 1.74: Perdida de carga distribuida

Tramo		a	b	c
Material		FD	PEAD	PEAD
DN	mm	250	250	315
Q	m ³ /s	0,053	0,053	0,106
C	-	130	140	140
J	m/m	0,0048	0,0077	0,0090
L	m	3,2	14,3	12,1
v	m/s	1,08	1,39	1,75
Δ_{hi}	m	0,02	0,11	0,11
Δ_H	m	0,23		

Realizando la suma de las perdidas de carga obtenidas en las Tablas 1.74 y 1.75 se tiene un $\Delta_H=0,76$ m. Considerando el pelo de agua en la cámara de desinfección fijada por los vertederos de descarga (+17,62 m) se determina la cota del pelo de agua en la cámara de salida de agua clarificada en +18,38 m.

El tirante de agua en la canaleta de recolección esta gobernado por la descarga hacia la cámara de salida. El ancho de la descarga es de 0,4 m y la carga se calcula utilizando la Ecuación 1.73 resultando en 0,17 m. Para asegurar que no se ahogue dicha descarga se considera una franquía de 0,15 m medida a partir de la cresta

Tabla 1.75: Pérdida de carga localizada

Tramo	K		Cantidad	
	-	a	b	c
Codo 90°	0.6	1	1	-
Codo 45°	0.41	-	1	2
Tee en sentido recto	0.3	-	1	-
Entrada recta a tope	0.5	1	1	-
Salida	1	-	-	1
Δ_{hi}		1.10	1.81	1.82
Δ_H	m		0,53	

(+18,53 m). Adicionando esta última, se tiene un tirante dentro de la canaleta de recolección de +18,70 m.

El pelo de agua en los sedimentadores está dado por la carga sobre la cresta de los vertederos de recolección perimetral. Para calcularlo se utiliza la Ecuación 1.74 empleando el caudal por vertedero $q_L=0,00021 \text{ m}^3/\text{s}$. Se determina la carga sobre el vertedero en 0,03 m, se adiciona una franquía de forma que el tirante dentro de la canaleta sea un 75 % de la cota de la cresta de vertedero. Utilizando el valor de tirante dentro de la canaleta (0,17 m) se determina una cota de cresta en +18,76 m. Luego adicionando la carga sobre vertedero se determina la cota de pelo de agua en la unidad de sedimentación resultando en +18,79 m

1.9.3. Interconexiones unidades FLOC-SED

La conexión entre las unidad de floculación y los tres sedimentadores se da a través de tres tuberías de igual diámetro compuestas por un tramo expuesto en FD DN250 (tramo a), tramo enterrado en PEAD DN250 (tramo b). Al igual que en la interconexión entre el sedimentador y el UV se considera el escenario con un sedimentador fuera de servicio.

Tabla 1.76: Perdida de carga distribuida

Tramo		a	b
Material		FD	PEAD
DN	mm	250	250
Q	m ³ /s	0,053	0,053
C	-	130	140
J	m/m	0,0048	0,0077
L	m	6,0	14,7
v	m/s	1,08	1,39
Δ_{hi}	m	0,03	0,11
Δ_H	m		0,14

Tabla 1.77: Pérdida de carga localizada

Tramo	K	Cantidad	
	-	a	b
Válvula compuerta 3/4 Abertura	1,1	1	-
Codo 90°	0,6	2	1
Entrada recta a tope	0,5	1	-
Salida	1	-	1
Δ_{hi}	m	1,10	1,81
Δ_H	m	0,32	

Realizando la suma de las pérdidas de carga obtenidas en las Tablas 1.76 y 1.77 se tiene un $\Delta_H=0,46$ m, adicionando la pérdida de carga obtenida a la CPA en el sedimentador (+18,79 m) la pérdida de carga antes mencionada se determina la CPA en el floculador II en +19,25 m.

El nivel en el floculador I queda determinado por la pérdida de carga dentro de la tubería de pasaje de PEAD DN400.

Debido a que la interconexión entre floculadores es de corta longitud se desprecian las pérdidas de carga distribuidas en la misma. Adicionalmente la tubería no cuenta con piezas por lo que la pérdida de carga en la esta está dada únicamente por la entrada y salida a la misma. Considerando lo anterior resulta en una pérdida de 0,05 m, resultando en una CPA en el Floculador 01 de +19,30 m.

La altura útil de cada unidad es de 3,24 m por lo que la cota de fondo de ambas unidades resulta en +16,01 m.

1.9.4. Interconexión unidades PHALL-FLOC

La conducción de ingreso a la floculación se realiza por una tubería de FD DN300. La misma sale desde el fondo del canal ubicado aguas abajo de la canaleta Parshall e ingresa de forma sumergida en el primer floculador en cota de zampeado +18,33 m. De esta forma se evita una descarga libre que pudiese alterar el gradiente de velocidad dentro de la unidad.

Tabla 1.78: Pérdida de carga distribuida

Tramo		a
Material		FD
DN	mm	250
Q	m ³ /s	0,035
C	-	130
J	m/m	0,0071
L	m	2,5
v	m/s	1,5
Δ_H	m	0,02

Tabla 1.79: Pérdida de carga localizada

Tramo	K	Cantidad
Codo 90°	0,6	1
Entrada recta a tope	0,5	1
Salida	1	1
Δ_H	m	0,24

Realizando la suma de las pérdidas de carga obtenidas en las Tablas 1.78 y 1.79 se tiene un $\Delta_H=0,26$ m. Dada la cota de pelo de agua en la primera unidad de floculación (+19,30 m) la CPA aguas abajo de la canaleta parshall resulta en +19,56 m. Adicionando la pérdida de carga debido al resalto (0,13 m) se tiene la CPA aguas arriba de la canaleta de +19,69 m. Se fija la cota de zampeado de la unidad en +19,50 m.

1.9.5. Vertedero de descarga MBBR-PHALL

La canaleta es alimentada mediante un canal unificador que recibe las descargas de los reactores, las pérdidas de carga en dicho canal son despreciadas. Por lo tanto el nivel dentro del canal se considera igual al de la sección aguas arriba del canal Parshall (+19,50 m).

El ingreso desde las cámaras de desoxigenación al canal se realiza mediante vertederos los cuales descargan en forma libre. La carga sobre los vertederos se determina con la Ecuación 1.66 utilizando el caudal asociado a cada tren al fin de período de previsión ($Q=0,035$ m³/s), un ancho útil de 5,75 m resultando en una carga $h=0,02$ m. Adicionalmente se considera una franquia de 0,15 m medida a partir de la cresta del vertedero (+19,84 m) lo que determina una CPA dentro de las cámaras de desoxigenación de +19,86 m.

1.9.6. Conexión entre reactores

Los niveles en los reactores se encuentran gobernados a partir del nivel en la cámara de desoxigenación, a la cual se le agregan las pérdidas de carga debidas a los tamicos de retención. A su vez esta pérdida depende del grado de suciedad de los mismos.

El valor de pérdida de carga entre unidades se encuentra en un rango de 0,05 a 0,15 m para caudal pico (Mcquarrie & Boltz, 2011). Debido a que un desborde de los reactores es extremadamente dañino ya que esto deriva en una pérdida de material soporte y el flujo de los mismos hacia el curso de agua, se considera el valor máximo del rango. En el recorrido desde la cámara de desoxigenación (+19,86 m) hasta al primer reactor se tienen seis pasajes de intercomunicación. Resultando en una CPA en el mismo de +20,76 m. La cota de fondo de los mismos debe garantizar al menos 4,5 m de columna de agua en todos ellos, por lo que se da esta profundidad a la cámara de desoxigenación, resultando en una cota de fondo de +15,36 m.

1.9.7. Interconexión unidades CDQ-MBBR

La conducción desde la cámara distribuidora de caudales hacia cada tren de tratamiento se hace mediante tres tuberías en FD DN250. Se calcula la pérdida de carga a través de las tuberías que alimentan a los trenes de tratamiento laterales. En este punto se considera el caudal pico (105,9 L/s) mas el caudal del pozo de bombeo de barométricas (17,0 L/s), resultando en un caudal por tren de 41 L/s.

Tabla 1.80: Pérdida de carga distribuida

Tramo	a	
Material	FD	
DN	mm	250
Q	L/s	41
C	-	130
J	m/m	0,003
L	m	8,2
v	m/s	0,83
Δ_H	m	0,02

Tabla 1.81: Pérdida de carga localizada

Tramo	K	Cantidad
	-	a
Codo 90°	0,6	3
Entrada recta a tope	0,5	1
Salida	1	1
Δ_H	m	0,12

Esto resulta en una CPA en las cámaras de alimentación a cada tren de +20,90 m. El ingreso a estas cámaras se realiza desde la cámara común mediante vertederos de 30 cm de ancho, se deja una franja de 0,15 m hasta la cresta del vertedero, resultando una cota de cresta de +21,05 m. Para el caudal afluente a cada tren en las condiciones mencionadas (41 L/s) resulta en una carga sobre el vertedero de 0,16 m, resultando en una CPA en la cámara común de +21,21 m.

Se considera un tirante en las cámaras de alimentación de 30 cm, lo cual resulta en una cota de fondo de +20,60 m. A este nivel se ubica tanto las cámaras de alimentación como la cámara común.

1.9.7.1. Bypass de agua pretratada

En la cámara previa a los vertederos de distribución hacia cada tren de tratamiento se prevee colocar una compuerta manual de 0,75x0,90 m que deriva el agua residual pretratada hacia una cámara que contiene una tubería bypass de PEAD DN400 dirigida hacia la cámara uno del emisario. Dicha compuerta se ubica de forma tal que su coronamiento se encuentra 0,05 m por encima de la CPA en la cámara

previa para las condiciones de diseño. La misma permite las siguientes modalidades de operación:

- Bypass general del tratamiento biológico y desinfección abriendo la compuerta y conduciendo el agua pretratada hacia la cámara uno del emisario para su posterior vertido al río Santa Lucía.
- Operación durante mantenimiento de al menos un de los trenes de tratamiento. En dicha situación el caudal sobrante es derivado a través de la compuerta vertedero con cota de cresta en +21,26 hacia el bypass.

1.9.8. Pretratamiento

Previo a la cámara distribuidora de caudales se ubican los desarenadores de vórtice. Estas unidades trabajan de forma alternada por lo que la pérdida de carga a través de ellas es la correspondiente al caudal total incluyendo el bombeo del pozo de barométricas resultando en 122,9 L/s. De acuerdo al proveedor esta pérdida de carga es de 0,10 m, resultando en una CPA aguas arriba del desarenador de +21,31 m. A su vez el tirante previo AA de la unidad resulta en 0,32 m, resultando en una CF de +20,99 m.

A su vez, previo a los desarenadores se ubican dos tamices rotativos, que al igual que los desarenadores funcionan de forma alternada. Para el pasaje de agua a través de los mismos se considera la mayor pérdida de carga que admite la unidad la cual es de 0,40 m según dato de proveedor. Resultando en una CPA máxima aguas arriba del tamiz de +21,71 m. El nivel en la cámara previa al tamiz coincide con el antes mencionado ya que se desprecian las pérdidas de carga entre ambos. El fondo de esta unidad coincide con el fondo en el ingreso al desarenador, por lo que se ubica a cota +20,99 m.

Para evitar turbulencia excesiva en la entrada al tamiz la descarga de las impulsiones se realiza sumergida con zampeado 0,80 m por debajo de la CF del canal, resultando en una cota de zampeado de +20,19 m.

Bibliografía

- Alberston, O. E. (1994). Sludge Hopper Design for Activated Sludge Clarifiers. *Enviro Enterprises, Inc.*
- Alem, P. & Tomoyuki, M. (2000). *Coleta e Transporte de Esgoto Sanitario.*
- Amorín, C. & Larghero, S. (2015). *Informe de situación de las medidas que se están implementado para el aseguramiento de la potabilización del agua del sistema de abastecimiento de Montevideo y Laguna del Sauce.* MVOTMA.
- ASSE. (2019). Colonias Etchepare y Santín Carlos Rossi, con el 70 % de sus instalaciones remodeladas. Recuperado desde <http://www.asse.com.uy/contenido/Colonias-Etchepare-y-Santin-Carlos-Rossi-con-el-70-de-sus-instalaciones-remodeladas-7813>
- Carozzi, Á. & del Campo, M. J. (2016). *Herramientas para el diseño de los sistemas de tratamiento de remoción de nutrientes.* Dirección Nacional de Medio Ambiente, Ministerio de Vivienda, Ordenamiento Territorial y Medio Ambiente.
- Chreties, C. & Pedocchi, F. (2019). Hidrología e Hidráulica Aplicadas. IMFIA, FING - UdelaR. Notas de curso.
- Dezotti, M., Lippel, G. & Bassin, J. P. (2018). *Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment - Emerging, Consolidated Technologies and Introduction to Molecular Techniques.* Springer.
- Díaz, M. (2019). Entrevista con el Sr. Marcelo Díaz, Jefe de PTAR Santa Lucía. OSE. 10 de abril de 2019.
- DINAMA. (2013). *Plan de acción para la protección de la calidad ambiental y la disponibilidad de las fuentes de agua potable.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015a). *Estado de situación, Cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.
- DINAMA. (2015b). *Evolución de la calidad en la cuenca del Santa Lucía, 10 años de información.* MVOTMA.
- DINAMA. (2017). *Monitoreo de Calidad del Agua, Cuenca Río Santa Lucía, Informe 2015.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018a). *Informe Monitoreo de Calidad del Agua de la Cuenca del Río Santa Lucía, Año 2017.* MVOTMA.
- DINAMA. (2018b). *Plan de Acción para la Protección de la Calidad Amiental de la Cuenca del río Santa Lucía: Medidas de Segunda Generación.*
- DINAMA & JICA. (2011). *Proyecto Sobre Control de Contaminación y Gestión de la Calidad de Agua en la Cuenca del Rio Santa Lucía.*
- DINOT. (2016). *Atlas de la cuenca del río Santa Lucía.* MVOTMA.
- Estramil, R. (2019). Entrevista con el Sr. Raúl Estramil, Alcalde de Santa Lucía. Municipio de Santa Lucía, Departamento de Canelones. 10 de abril de 2019.

- Guido, P. (2019). Entrevista con el M.B.A. Ing. Pablo Guido, Director del Servicio de Estudios y Proyectos de Saneamiento (SEPS) de la Intendencia Municipal de Montevideo (IMM). SEPS, IMM. 3 de junio de 2019.
- HUBER SE. (2011). *Tamiz de tambor rotatorio inclinado ROTAMAT[®] Ro 2 / RPPS*.
- HUBER SE. (2016). *HUBER Vortex Grit Chamber VORMAX[®]*.
- Huertas, J. (2019). Entrevista con el Ing. Javier Huertas, Jefe de Equipo de División Tratamiento de Aguas Residuales. Gerencia de Saneamiento, OSE. 20 de mayo de 2019.
- Johnson, C. & Boltz, J. (2013). Aeration system design in integrated fixed-film activated sludge (IFAS) and moving bed biofilm reactors (MBBR) using stainless steel pipe diffusers, manifold, and down pipes. *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:http://dx.doi.org/10.2175/193864713813685403
- López, J. (2018). Tratamiento de Efluentes. IMFIA, FING - UdelaR. Notas de curso.
- López, J. & D'Angelo, M. (2018). Ejercicios de Ingeniería Sanitaria. IMFIA, FING - UdelaR. Letra de ejercicio.
- Luciano, G. (2019). Entrevista con el Ing. Gustavo Luciano, Jefe Técnico Departamental de OSE Canelones Oeste. OSE. 15 de mayo de 2019.
- Mcquarrie, J. & Boltz, J. (2011). Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water environment research : a research publication of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/106143010X12851009156286
- Metcalf & Eddy Inc. (1977). *Tratamiento y Depuración de Aguas Residuales*. Editorial Labor, S.A.
- Metcalf & Eddy Inc., AECOM. (2014). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. McGraw-Hill Education.
- MEVIR. (2019). Datos de diseño y operación de emprendimientos MEVIR. MEVIR.
- Molinolo, J. (2019). Entrevista con el Ing. Julio Molinolo, Gerente de Operaciones de SEINCO s.r.l. SEINCO s.r.l. 14 de junio de 2019.
- Ødegaard, H. (1999). The Moving Bed Biofilm Reactor. *Water Environmental Engineering and Reuse of Water*. doi:10.2175/193864713813685403
- Ødegaard, H. (2006). Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*. doi:10.2166/wst.2006.284
- Ødegaard, H. (2018). *BOD-removal, nitrification and denitrification in MBBR systems*. Advanced course on innovative wastewater treatment and mathematical modelling, Palermo 27.- 30.09.2018.
- Ødegaard, H. (2019). Comunicación personal por correo electrónico.
- Ødegaard, H., Cimbritz, M., Christensson, M. & Poulsen Dahl, C. (2010). Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs). *Proceedings of the Water Environment Federation*. doi:10.2175/193864710798208368
- OSE. (2015). *Informe de emplazamiento, PTAR Santa Lucía*. Gerencia de Saneamiento.
- OSE. (2017a). *Licitación Pública Internacional: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales - Ciudad de Santa Lucía*.
- OSE. (2017b). *Nueva Planta de Tratamiento de Efluentes Domésticos de la Ciudad de Santa Lucía*. Gerencia de Gestión Ambiental.

-
- OSE. (2019a). *Datos de conexiones de agua potable y saneamiento*. Base Comercial Operativa.
- OSE. (2019b). *Datos de consumo de agua potable*. Gerencia de Reducción de Agua No Contabilizada.
- OSE. (2019c). *Datos de monitoreo*. Gerencia de Gestión Ambiental.
- OSE. (2019d). *Recomendaciones de diseño*. Gerencia de Saneamiento.
- Reolón, L. (2019). Entrevista con el Ing. Luis Reolón, Director de la División de Evaluación de la Calidad Ambiental. DINAMA, MVOTMA. 3 de abril de 2019.
- Rijn, V. (1993). *Transport of fine sands by currents and wave*. Editorial Labor, S.A. RM1025/2013. (2013). Estado de Situación del sistema de saneamiento de la cuenca del Río Santa Lucía. DINAMA MVOTMA.
- Rusten, B., Hem, L. J. & Ødegaard, H. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research*. doi:10.2175/106143095X131204
- Sperling, M. V. (2007). *Biological Wastewater Treatment Series, Volume 6: Sludge Treatment and Disposal*. IWA.
- WEF. (2005). *Clarifier Design, MOP FD-8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2009). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, MOP 8*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2010). *Biofilm Reactors, MOP 35*. McGraw-Hill Education.
- WEF. (2011). *Nutrient Removal, MOP 34*. McGraw-Hill Education.
- Xylem Inc.. (2015). *Flygt SR SR4610 - Technical Specification*.
- Xylem, Inc. (2012). *Aeration Products for Energy-Efficient Biological Treatment*.



UNIVERSIDAD
DE LA REPÚBLICA
URUGUAY

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA
FACULTAD DE INGENIERÍA



PROYECTO DE GRADO
INGENIERÍA CIVIL HIDRÁULICO-AMBIENTAL

Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para la Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas

MEMORIA DE PLANOS

Autores:

Claudio Heimann

Juan Paladino

Fabián Rodríguez

Tutores:

Ing. Danilo Ríos

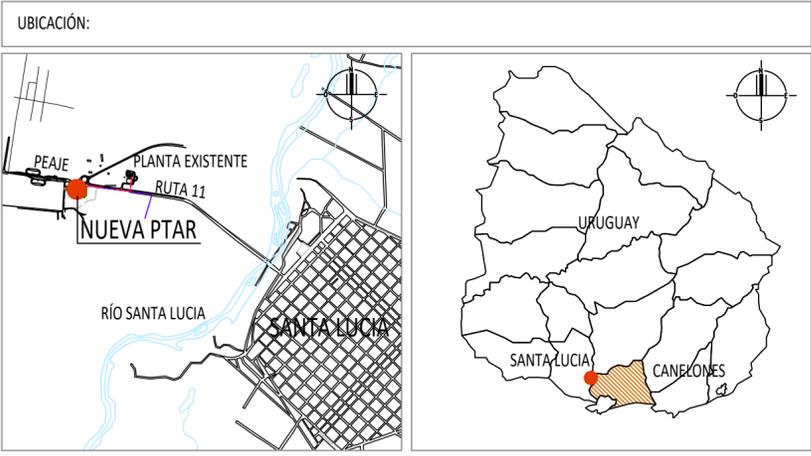
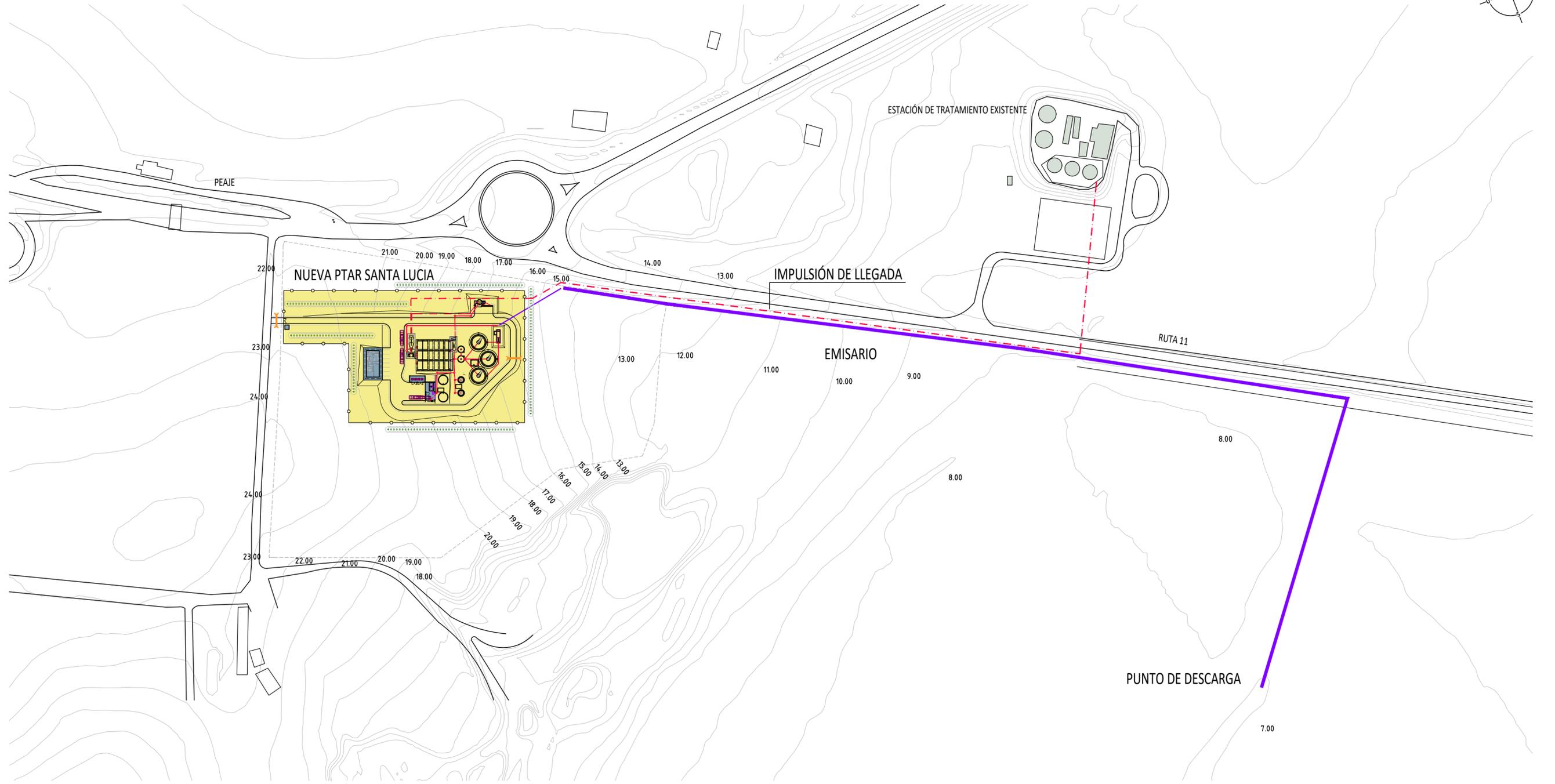
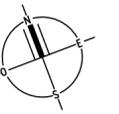
Ing. Julieta López

14 de febrero de 2020

Índice general

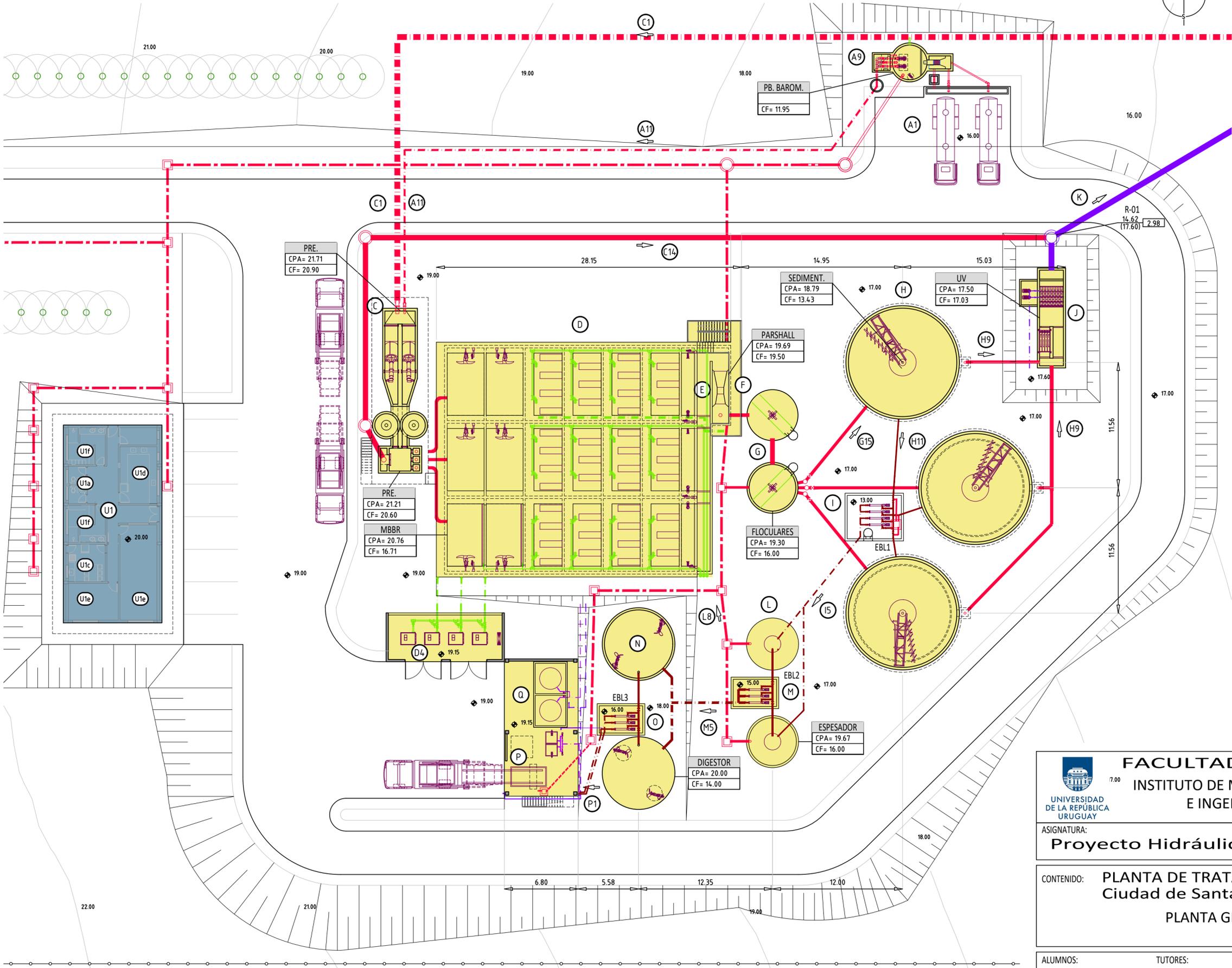
- L-01: Planimetría General Implantación
- L-02: Planta General de Proyecto
- L-03: Perfil Hidráulico
- L-04: Planta General Acondicionamiento Predio
- L-05: Descarga Barométricas
- L-06: Pretratamiento
- L-07: Tratamiento Biológico
- L-08: Tratamiento Biológico
- L-09: Coagulación - Floculación
- L-10: Sedimentación
- L-11: Canal de Desinfección UV y Salida a Emisario
- L-12: Espesador y Digestor de Lodos
- L-13: Deshidratación, Cuarto de Soplantes y Casa Química
- L-14: Emisario

PLANTA GENERAL DE UBICACIÓN
ESCALA 1/2.000



 FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL		
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019		
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas PLANIMETRÍA GENERAL IMPLANTACIÓN		
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/2.000
		LAMINA: L-01 FORMATO: A2

PLANTA GENERAL
ESCALA 1/250



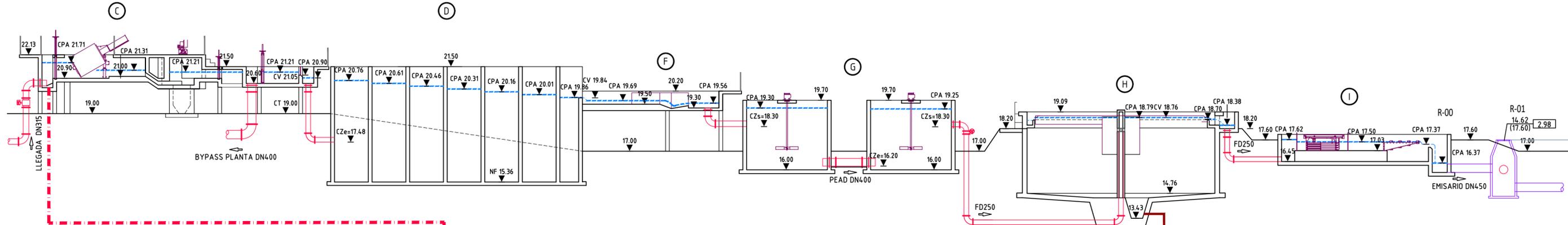
- REFERENCIAS:
- A) DESCARGA BAROMÉTRICAS
 - B) ESTACIÓN DE BOMBEO JUNTO A PLANTA EXISTENTE (FUERA DE PROYECTO)
 - C) PRETRATAMIENTO
 - D) MBBR (3 trenes de tratamiento en paralelo)
 - E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m
 - F) CANAL DE COAGULACIÓN
 - G) FLOCULADORES
 - H) SEDIMENTADORES
 - I) ESTACIÓN BOMBEO DE LODOS SEDIMENTADOS A ESPESADORES EBL1
 - J) DESINFECCIÓN FINAL
 - K) EMISARIO
 - L) ESPESADORES
 - M) MISTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS ESPESADOS A DIGESTORES EBL2
 - N) DIGESTORES ANAEROBIOS
 - O) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS DIGERIDOS A CENTRÍFUGAS EBL3
 - P) DESHIDRATACIÓN
 - Q) CASA QUÍMICA
 - R) RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE PEAD DN25
 - S) RED DE AGUA DE REÚSO

1. Bombas de recirculación de agua tratada en configuración 1+1
 - a. Filtro de arena
 2. Red de distribución PEAD DN50
 3. Pico para limpieza y riego FD DN50
- T) RED SANITARIA INTERNA Y DE RECIRCULACIÓN
1. Red de desagüe PVC DN200
 2. Registro tipo O.S.E.
- U) SERVICIOS
1. Edificio principal
 - a. Baños
 - b. Centro de control
 - c. Cocina y comedor
 - d. Laboratorio
 - e. Oficinas
 - f. Vestuarios
 2. Caseta y portón de acceso
 3. Alcantarillas pluviales
 4. Cerco vegetal
 5. Alambrado perimetral
 6. Red de iluminación

- NOTAS:
- 1) LONGITUDES EN METROS.
 - 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
 - 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.

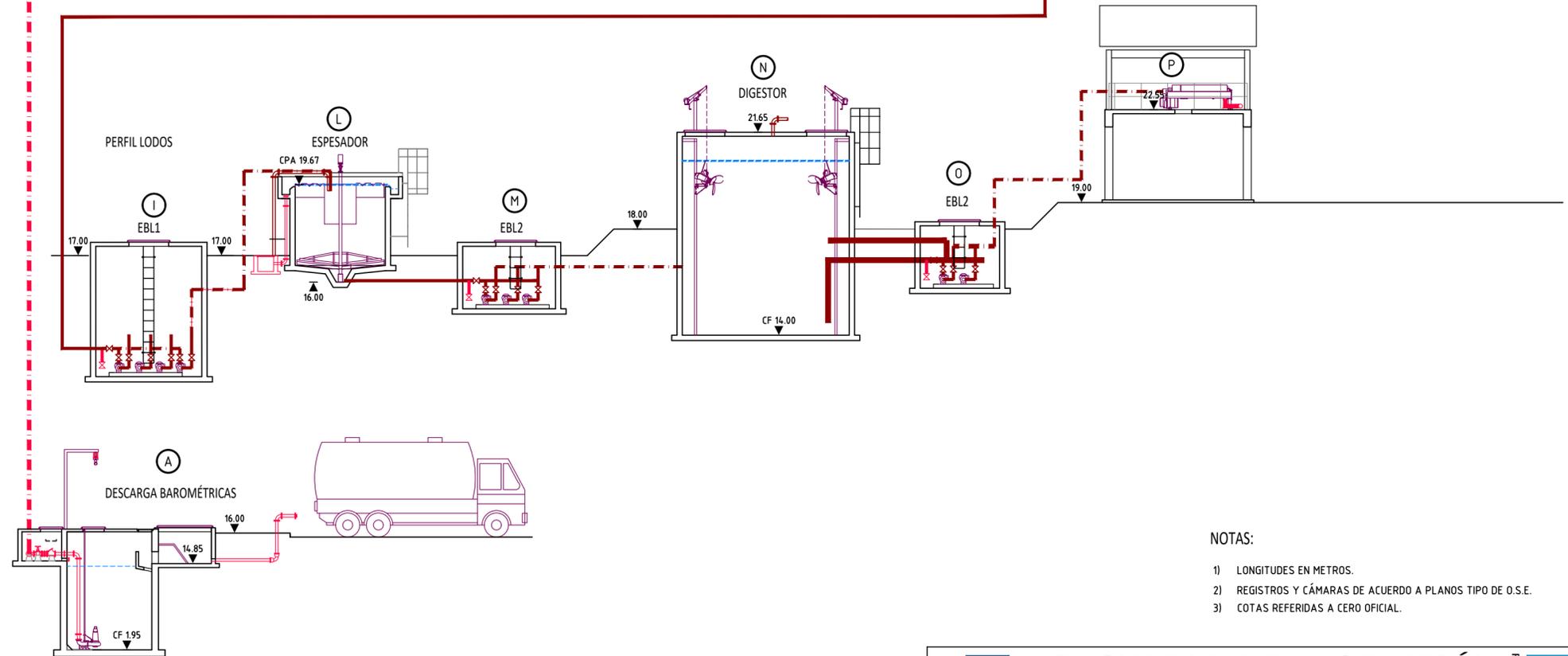
 FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL	 FACULTAD DE INGENIERÍA
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019	
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas PLANTA GENERAL DE PROYECTO	
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López
FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/250	LAMINA: L-02 FORMATO: A2

PERFIL HIDRÁULICO
ESCALA 1/150



REFERENCIAS:

- A) DESCARGA BAROMÉTRICAS
- B) ESTACIÓN DE BOMBEO JUNTO A PLANTA EXISTENTE (FUERA DE PROYECTO)
- C) PRETRATAMIENTO
- D) MBBR (3 trenes de tratamiento en paralelo)
- E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m
- F) CANAL DE COAGULACIÓN
- G) FLOCULADORES
- H) SEDIMENTADORES
- I) ESTACIÓN BOMBEO DE LODOS SEDIMENTADOS A ESPESADORES EBL1
- J) DESINFECCIÓN FINAL
- K) EMISARIO
- L) ESPESADORES
- M) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS ESPESADOS A DIGESTORES EBL2
- N) DIGESTORES ANAEROBIOS
- O) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS DIGERIDOS A CENTRÍFUGAS EBL3
- P) DESHIDRATACIÓN
- Q) CASA QUÍMICA
- R) RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE PEAD DN25
- R) RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE PEAD DN25
- S) RED DE AGUA DE REÚSO
 1. Bombas de recirculación de agua tratada en configuración 1+1
 - a. Filtro de arena
 2. Red de distribución PEAD DN50
 3. Pico para limpieza y riego FD DN50
- T) RED SANITARIA INTERNA Y DE RECIRCULACIÓN
 1. Red de desagüe PVC DN200
 2. Registro tipo O.S.E.
- U) SERVICIOS
 1. Edificio principal
 - a. Baños
 - b. Centro de control
 - c. Cocina y comedor
 - d. Laboratorio
 - e. Oficinas
 - f. Vestuarios
 2. Caseta y portón de acceso
 3. Alcantarillas pluviales
 4. Cerco vegetal
 5. Alambrado perimetral
 6. Red de iluminación

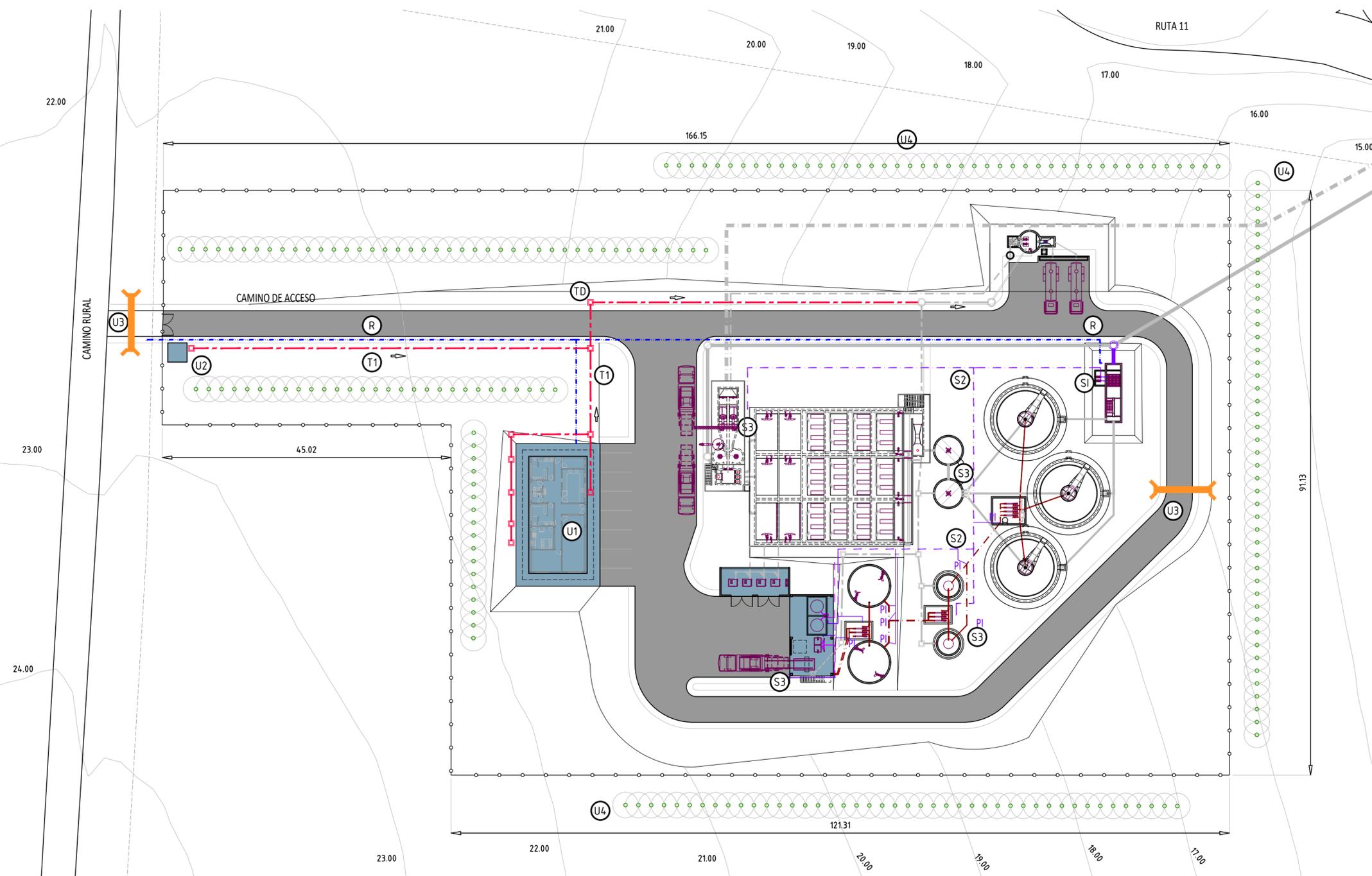
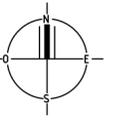


NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.

 UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA URUGUAY	FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL	 FACULTAD DE INGENIERÍA
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019		
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas PERFIL HIDRÁULICO		
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/150
		LAMINA: L-03 FORMATO: A2

PLANTA GENERAL
ESCALA 1/500

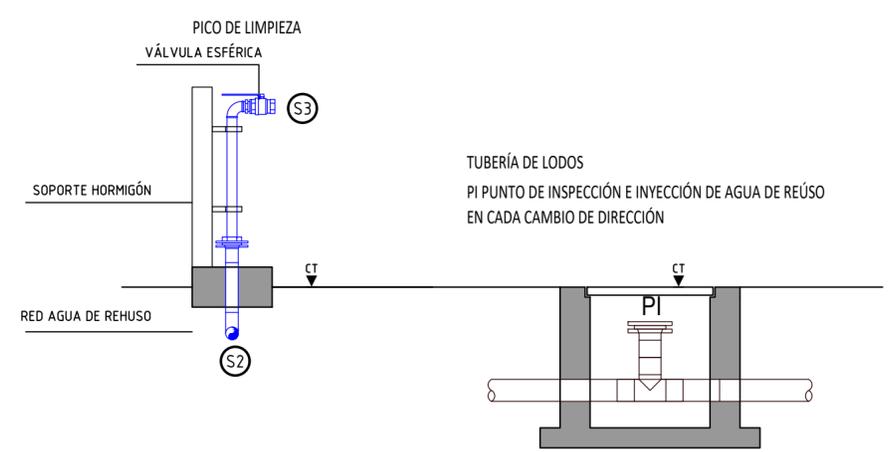


REFERENCIAS:

- A) DESCARGA BAROMÉTRICAS
- B) ESTACIÓN DE BOMBEO JUNTO A PLANTA EXISTENTE (FUERA DE PROYECTO)
- C) PRETRATAMIENTO
- D) MBBR (3 trenes de tratamiento en paralelo)
- E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m
- F) CANAL DE COAGULACIÓN
- G) FLOCULADORES
- H) SEDIMENTADORES
- I) ESTACIÓN BOMBEO DE LODOS SEDIMENTADOS A ESPESADORES EBL1
- J) DESINFECCIÓN FINAL
- K) EMISARIO
- L) ESPESADORES
- M) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS ESPESADOS A DIGESTORES EBL2
- N) DIGESTORES ANAEROBIOS
- O) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS DIGERIDOS A CENTRÍFUGAS EBL3
- P) DESHIDRATACIÓN
- Q) CASA QUÍMICA
- R) RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE PEAD DN25
- R) RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE PEAD DN25
- S) RED DE AGUA DE REÚSO
 - 1. Bombas de recirculación de agua tratada en configuración 1+1
 - a. Filtro de arena
 - 2. Red de distribución PEAD DN50
 - 3. Pico para limpieza y riego FD DN50
- T) RED SANITARIA INTERNA Y DE RECIRCULACIÓN
 - 1. Red de desagüe PVC DN200
 - 2. Registro tipo O.S.E.
- U) SERVICIOS
 - 1. Edificio principal
 - a. Baños
 - b. Centro de control
 - c. Cocina y comedor
 - d. Laboratorio
 - e. Oficinas
 - f. Vestuarios
 - 2. Caseta y portón de acceso
 - 3. Alcantarillas pluviales
 - 4. Cerco vegetal
 - 5. Alambrado perimetral
 - 6. Red de iluminación

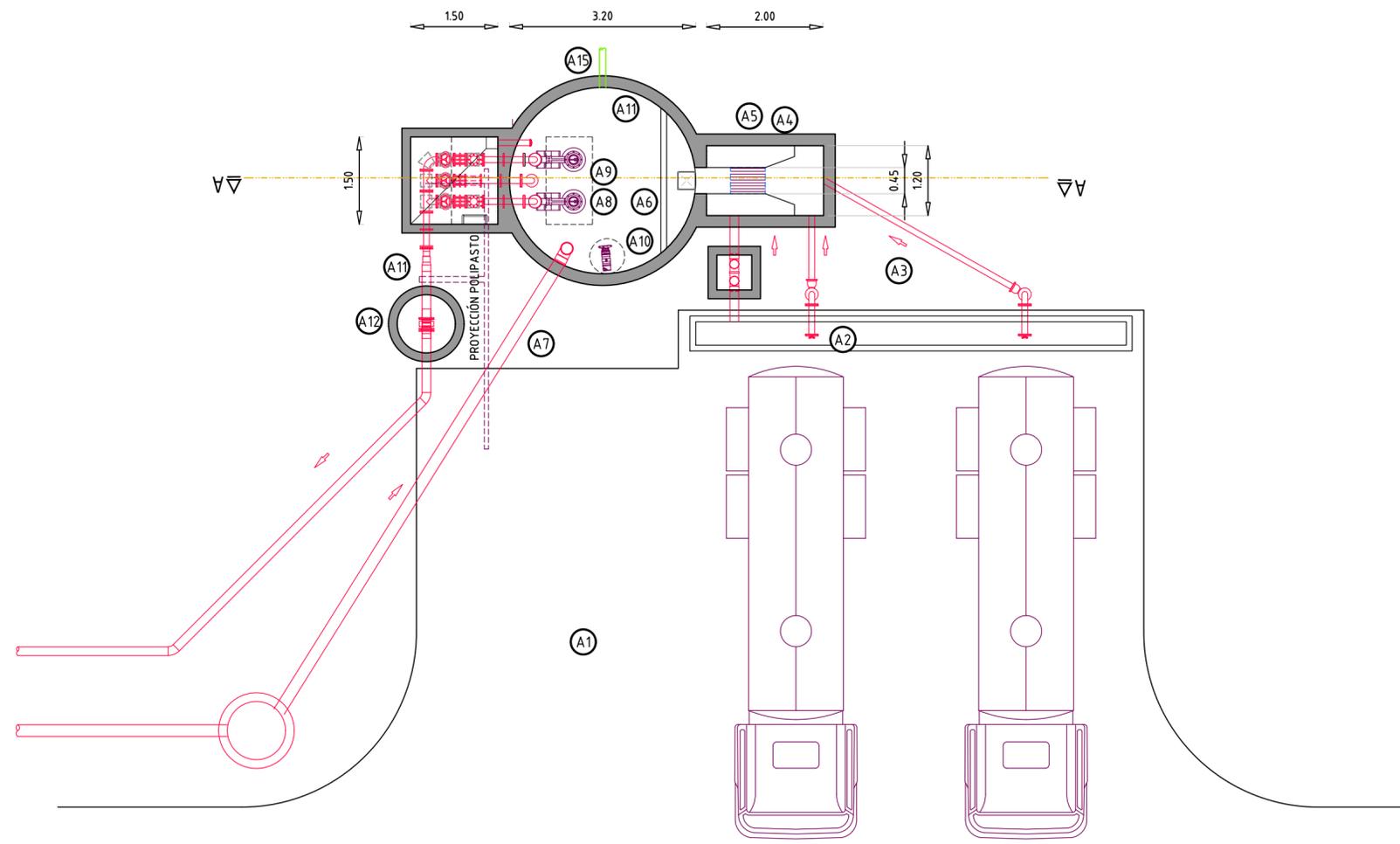
NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERRO OFICIAL.

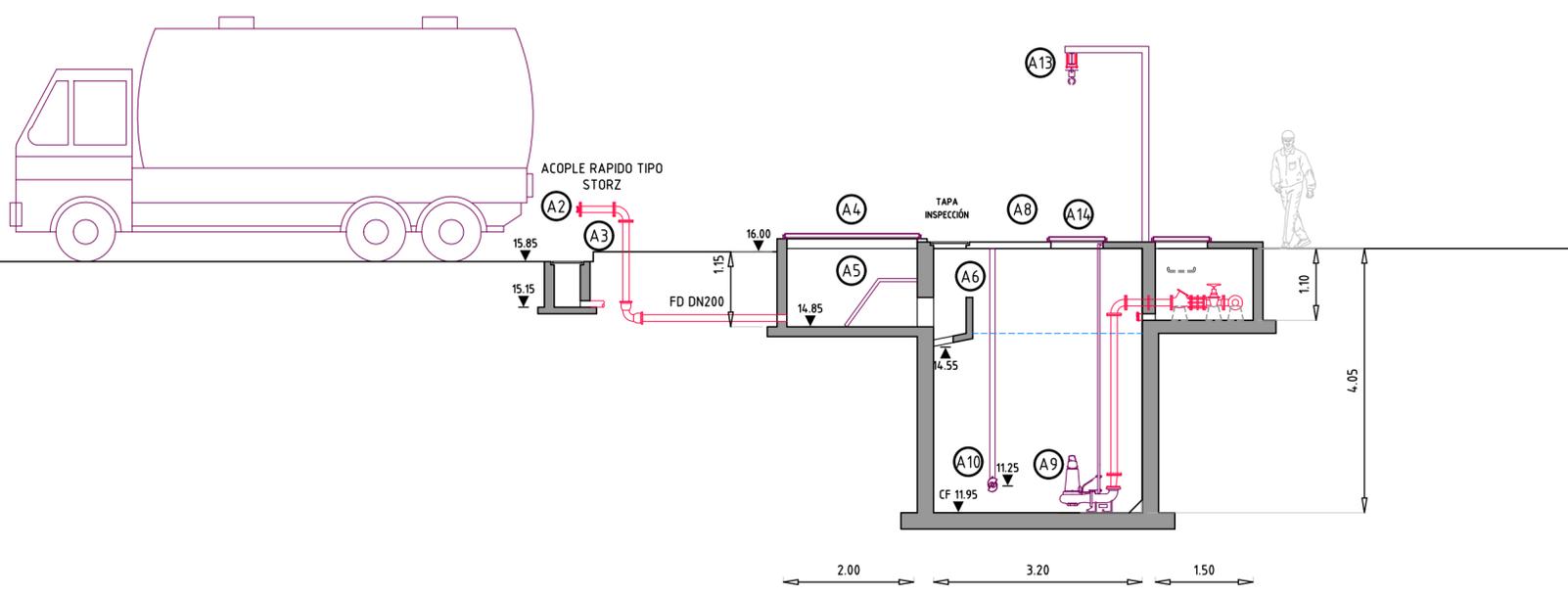


 FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL	 FACULTAD DE INGENIERÍA
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019	
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas PLANTA GENERAL ACONDICIONAMIENTO PREDIO	
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López
FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/500	LAMINA: L-04 FORMATO: A2

PLANTA NIVEL 15.00
ESCALA 1/75



CORTE A-A
ESCALA 1/75



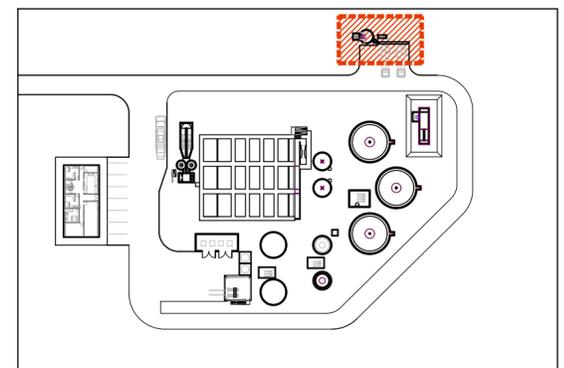
REFERENCIAS

A) DESCARGA BAROMÉTRICAS

1. Playa de estacionamiento de barométricas
2. Acople rápido FD DN200 (2 unidades)
3. Tubería para acople FD DN200
4. Canal de reja con tapas metálicas
5. Reja manual e = 10 mm
6. Deflector
7. Tubería de llegada de red secundaria y recirculación de unidades PVC DN200
8. Pozo de bombeo PBB Vútil = 20 m³
9. Bombas sumergibles tipo Flygt NP 3102 (Q = 17 L/s, H = 7 m.c.a.) en configuración 1-1
10. Mixer de alta velocidad tipo Flygt SR 4610 (w = 1.450 rpm; P = 0,6 kW)
11. Tubería de impulsión FD DN150 / PEAD DN160 a cabecera de planta
12. Caudalímetro en tubería de impulsión DN150
13. Polipasto
14. Tapas metálicas
15. Ventilación FD DN100

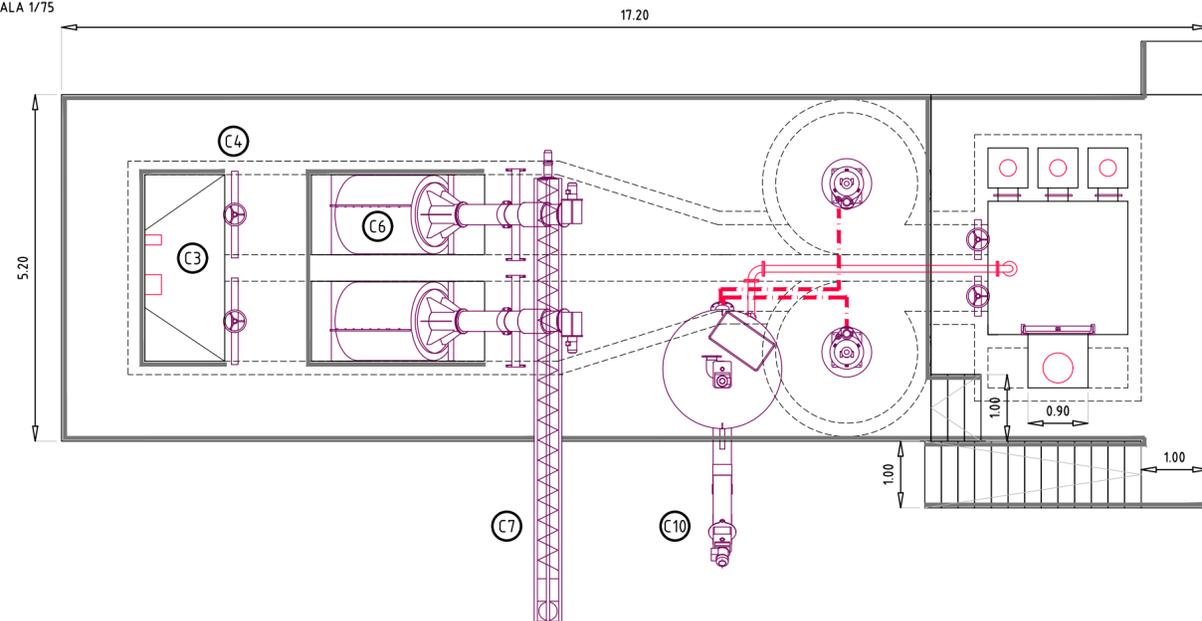
NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.

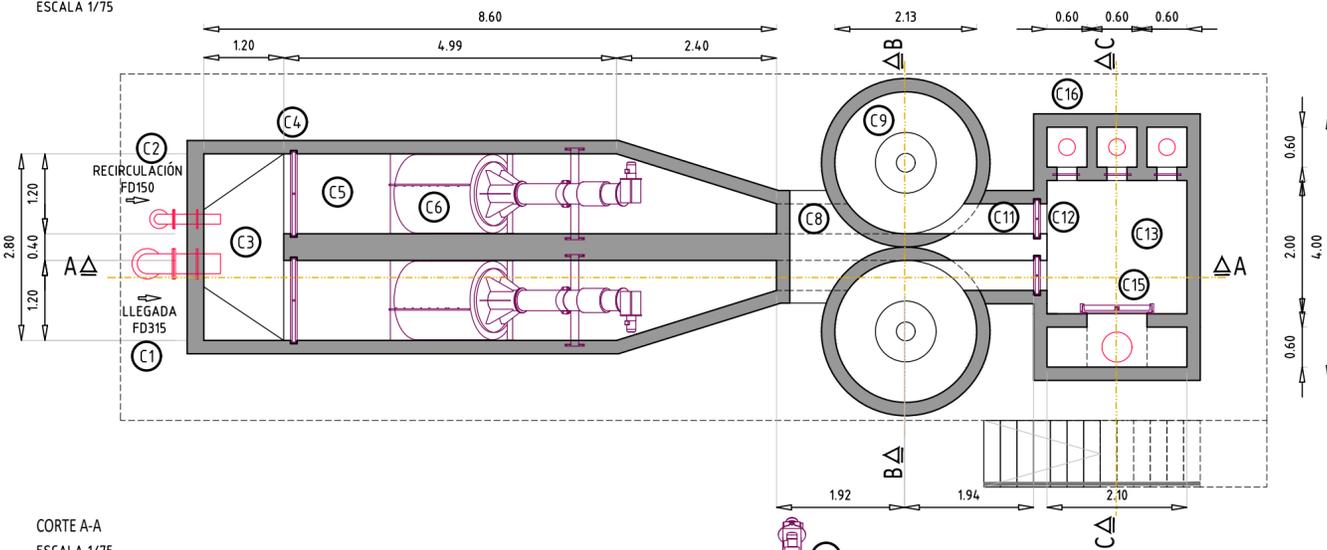


 FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL	 FACULTAD DE INGENIERÍA
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019	
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas DESCARGA BAROMÉTRICAS PLANTAS Y CORTES	
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López
FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/75	LAMINA: L-05 FORMATO: A2

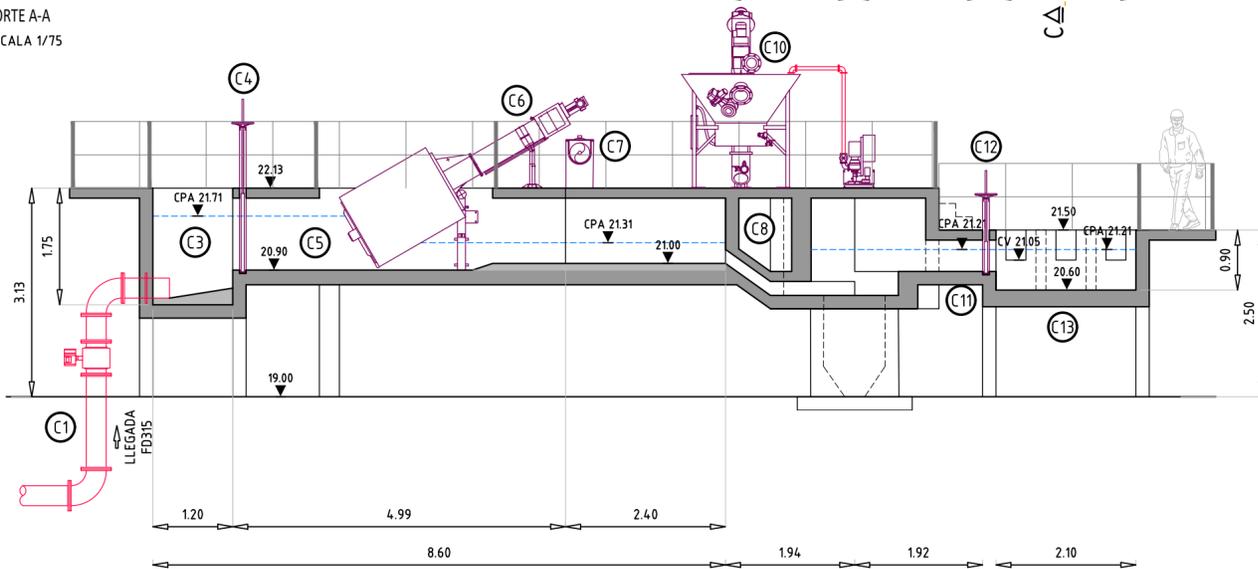
PLANTA SUPERIOR
ESCALA 1/75



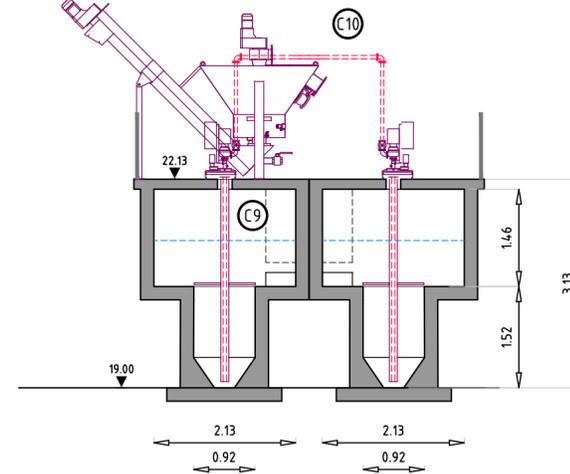
PLANTA NIVEL 20.90
ESCALA 1/75



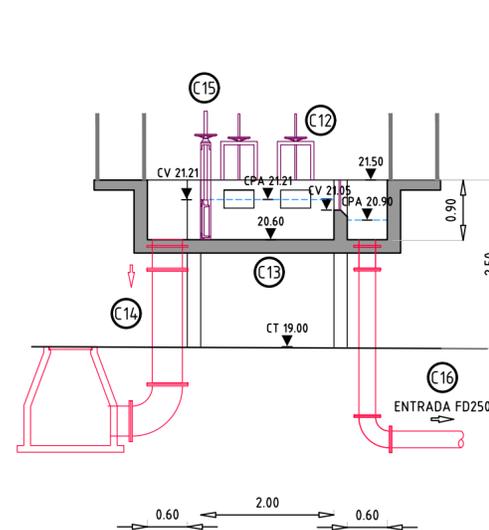
CORTE A-A
ESCALA 1/75



CORTE B-B
ESCALA 1/75



CORTE C-C
ESCALA 1/75



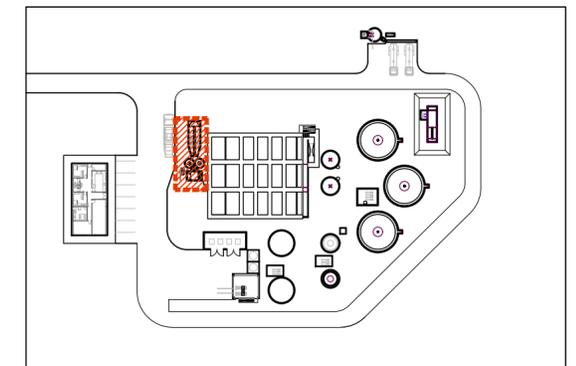
REFERENCIAS

C) PRETRATAMIENTO

1. Tubería de impulsión de llegada a PTAR FD DN300 / PEAD DN315
2. Tubería de impulsión de descarga de barométricas / recirculación FD DN150 / PEAD DN160
3. Cámara de entrada
4. Compuerta canal manual b x h = 1,20 x 1,20 m (2 unidades)
5. Canal para tamiz (2 unidades)
6. Tamiz rotativo tipo HUBER ROTAMAT RPPS 1200 de abertura 3 mm con sensores de nivel ultrasónicos AA y aa (2 unidades)
7. Tornillo sinfín DN300 para colecta y transporte de sólidos a volqueta
8. Canal de entrada a desarenador b = 0,45 m (2 unidades)
9. Desarenador de vórtice tipo HUBER VORMAX 2 (2 unidades)
10. Lavador de arena tipo HUBER COANDA RoSF 4
 - a. Ingreso FD DN150
 - b. Retorno de líquido a canal principal FD DN200
 - c. Salida de arena a tornillo sinfín
 - d. Alimentación agua lavado FD DN25
11. Canal de salida de desarenador b = 0,45 m (2 unidades)
12. Compuerta canal manual b x h = 0,45 x 0,45 m (2 unidades)
13. Cámara de colecta y distribución a Reactores MBBR
14. Bypass de agua pretratada tubería FD DN400
15. Compuerta mural con marco manual b x h = 0,75 x 0,60 m
16. Distribución a MBBR
 - a. Compuertas tipo Stop log b x h = 0,30 x 0,50 m (3 unidades)
 - b. Tubería a reactores FD DN250

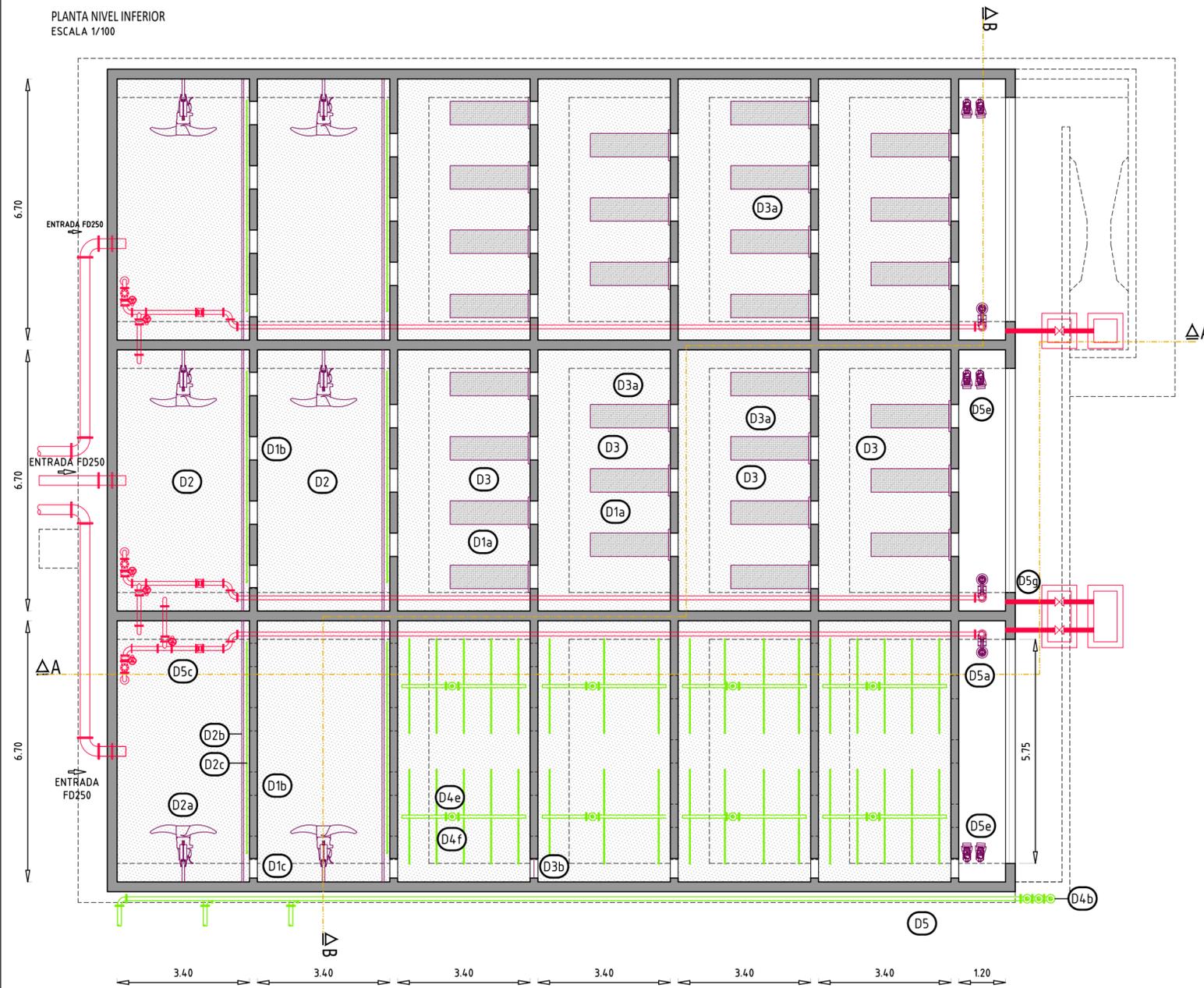
NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.



FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL		
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019		
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas PRETRATAMIENTO PLANTAS Y CORTES		
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/75 LAMINA: <div style="font-size: 2em; font-weight: bold; text-align: center;">L-06</div> FORMATO: A2

PLANTA NIVEL INFERIOR
ESCALA 1/100



REFERENCIAS

D) MBBR (3 trenes de tratamiento en paralelo)

1. Reactor MBBR de Vútil = 103 m³ (6 unidades por tren)
 - a. Medio soporte tipo Kaldness K1 (Sesp = 500 m²/m³)
 - b. Pasaje entre reactores DN600 (7 unidades)
 - c. Orificio de llenado/vaciado cuadrados b x h = 0,5 x 0,5 m
 - d. Paredes perimetrales h = 6,14 m
 - e. Paredes interiores h = 5,50 m
 - f. Tamices de desborde h = 0,30 m
2. Reactor Anóxico (2 unidades en serie por tren):
 - a. Mixer de baja velocidad tipo Flygt SR 4430 (w = 26 rpm; P = 0,9 kW) (1 unidad por reactor)
 - b. Tamiz vertical de retención de medio b x h = 6,70 x 5,55 m; a 0,15 m de pared (1 unidad por reactor)
 - c. Tubería de inyección de aire por pulsos para desobstrucción de tamices verticales DN1" con válvula esférica actuada
3. Reactores de remoción de DBO y de Nitrificación (2 unidades en serie de cada uno por tren)
 - a. Tamiz de retención de medio cilíndrico horizontal Ø = 0,6 m; L = 2 m (7 unidades por reactor)
 - b. Tamiz de orificio llenado/vaciado cuadrado b x h = 0,5 x 0,5 m
4. Sistema de aireación
 - a. Soplates lobulares tipo Atlas Copco ZL2 (Q = 1059 m³/h; p = 0,5 bar) en configuración 3+1
 - b. Tubería de distribución Acero Inox. DN4" con válvula mariposa DN4"
 - c. Tubería de bajada Acero Inox. DN3" con válvula mariposa DN3" (2 unidades por reactor)
 - d. Tablero de control
 - e. Manifold Acero Inox. DN3" (1 unidad por tubería de bajada)
 - f. Difusor tubería Acero Inox. DN1" con perforaciones de 4 mm espaciadas 102 mm con remate descendente de 0,30 m

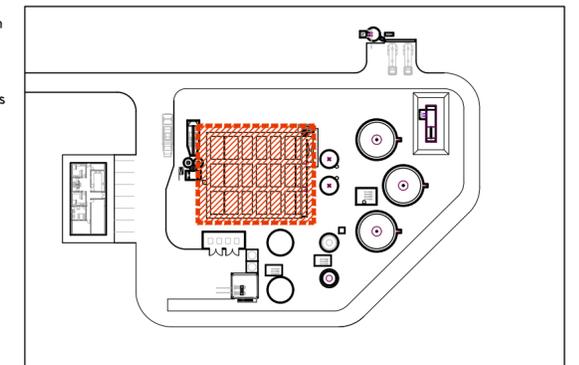
- i. Reactor DB01: 5 difusores por lado
- ii. Reactor DB02: 3 difusores por lado
- iii. Reactor N1: 4 difusores por lado
- iv. Reactor N2: 5 difusores por lado
- g. Sensor de concentración de OD (1 unidad por reactor)
5. CÁMARA DE DESOXIGENACIÓN Vútil = 35 m³ (1 unidad por tren)
 - a. Bomba sumergible tipo Flygt NP 3085 (Q = 19,3 L/s; H = 4 m.c.a.) (1 unidad por cámara)
 - b. Válvula de retención DN125
 - c. Recirculación de nitratos a primer reactor Anóxico FD DN125 con derivación a tren contiguo
 - d. Caudalímetro de recirculación de nitratos DN125
 - e. Mixer de alta velocidad tipo Flygt SR 4610 (w = 1.400 rpm; P = 0,95 kW) (2 unidades por cámara)
 - f. Polipasto
 - g. Tubería de vaciado de reactor FD DN300 válvula mariposa DN300
6. Salida a canal unificador de caudales
 - a. Vertedero en pared L = 5,75 m

E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m

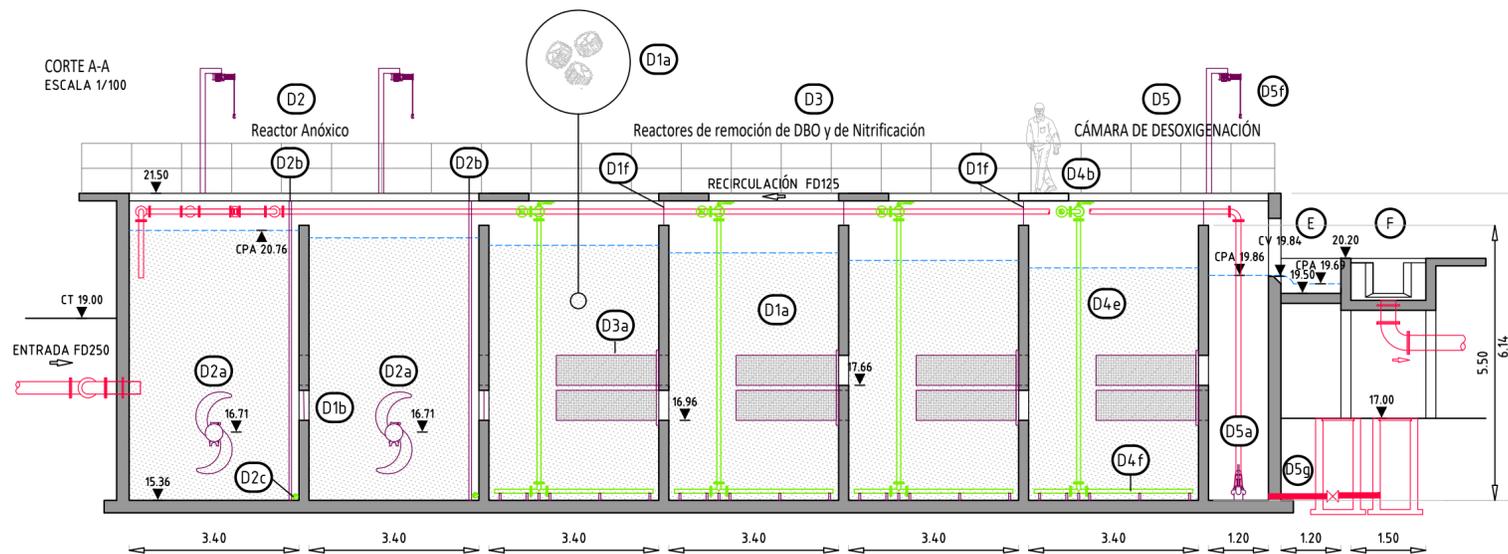
F) CANAL DE COAGULACIÓN

NOTAS:

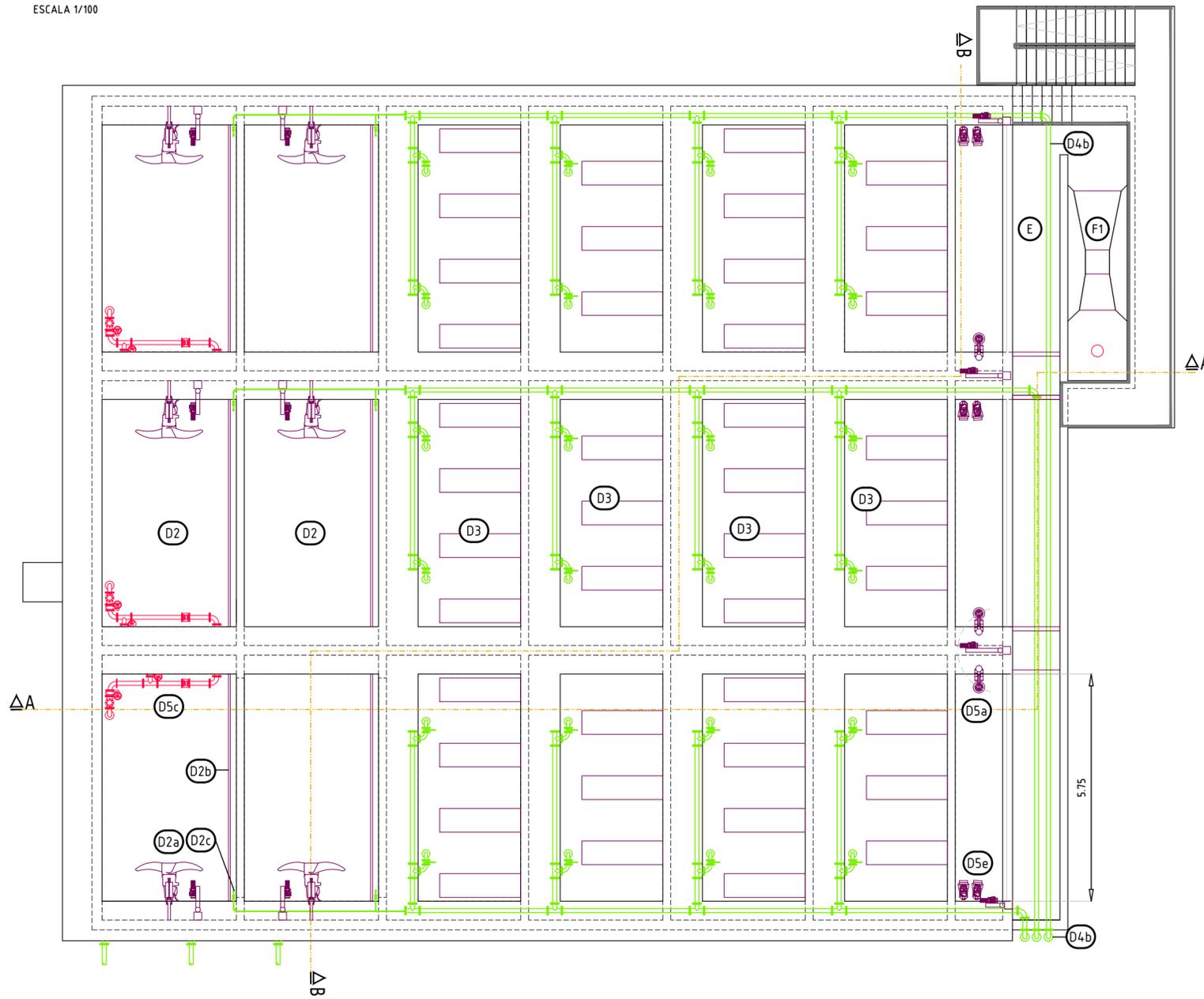
- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARA DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.



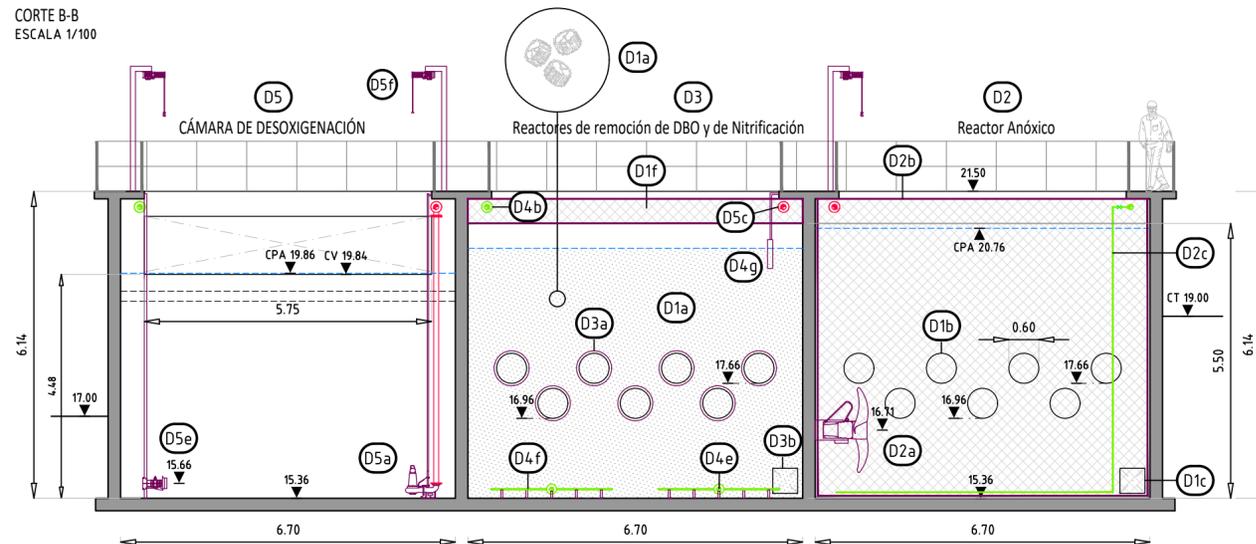
CORTE A-A
ESCALA 1/100



 FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL	 FACULTAD DE INGENIERÍA
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019	
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas TRATAMIENTO BIOLÓGICO PLANTAS Y CORTES	
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López
FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/100	LAMINA: L-07 FORMATO: A2



CORTE B-B
ESCALA 1/100



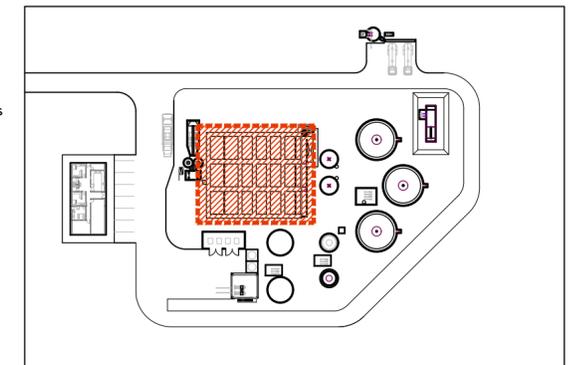
REFERENCIAS

D) MBBR (3 frenes de tratamiento en paralelo)

1. Reactor MBBR de Vútil = 103 m³ (6 unidades por tren)
 - a. Medio soporte tipo Kaldness K1 (Sesp = 500 m²/m³)
 - b. Pasaje entre reactores DN600 (7 unidades)
 - c. Orificio de llenado/vaciado cuadrados b x h = 0,5 x 0,5 m
 - d. Paredes perimetrales h = 6,14 m
 - e. Paredes interiores h = 5,50 m
 - f. Tamices de desborde h = 0,30 m
 2. Reactor Anóxico (2 unidades en serie por tren):
 - a. Mixer de baja velocidad tipo Flygt SR 4430 (w = 26 rpm; P = 0,9 kW) (1 unidad por reactor)
 - b. Tamiz vertical de retención de medio b x h = 6,70 x 5,55 m; a 0,15 m de pared (1 unidad por reactor)
 - c. Tubería de inyección de aire por pulsos para desobstrucción de tamices verticales DN1" con válvula esférica actuada
 3. Reactores de remoción de DBO y de Nitrificación (2 unidades en serie de cada uno por tren)
 - a. Tamiz de retención de medio cilíndrico horizontal Ø = 0,6 m; L = 2 m (7 unidades por reactor)
 - b. Tamiz de orificio llenado/vaciado cuadrado b x h = 0,5 x 0,5 m
 4. Sistema de aireación
 - a. Soplares lobulares tipo Atlas Copco ZL2 (Q = 1.059 m³/h; p = 0,5 bar) en configuración 3+1
 - b. Tubería de distribución Acero Inox. DN4" con válvula mariposa DN4"
 - c. Tubería de bajada Acero Inox. DN3" con válvula mariposa DN3" (2 unidades por reactor)
 - d. Tablero de control
 - e. Manifold Acero Inox. DN3" (1 unidad por tubería de bajada)
 - f. Difusor tubería Acero Inox. DN1" con perforaciones de 4 mm espaciadas 102 mm con remate descendente de 0,30 m
 - i. Reactor DBO1: 5 difusores por lado
 - ii. Reactor DBO2: 3 difusores por lado
 - iii. Reactor N1: 4 difusores por lado
 - iv. Reactor N2: 5 difusores por lado
 - g. Sensor de concentración de OD (1 unidad por reactor)
 5. CÁMARA DE DESOXIGENACIÓN Vútil = 35 m³ (1 unidad por tren)
 - a. Bomba sumergible tipo Flygt NP 3085 (Q = 19,3 L/s; H = 4 m.c.a.) (1 unidad por cámara)
 - b. Válvula de retención DN125
 - c. Recirculación de nitratos a primer reactor Anóxico FD DN125 con derivación a tren contiguo
 - d. Caudalímetro de recirculación de nitratos DN125
 - e. Mixer de alta velocidad tipo Flygt SR 4610 (w = 1.400 rpm; P = 0,95 kW) (2 unidades por cámara)
 - f. Polipasto
 - g. Tubería de vaciado de reactor FD DN300 válvula mariposa DN300
 6. Salida a canal unificador de caudales
 - a. Vertedero en pared L = 5,75 m
- E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m
F) CANAL DE COAGULACIÓN

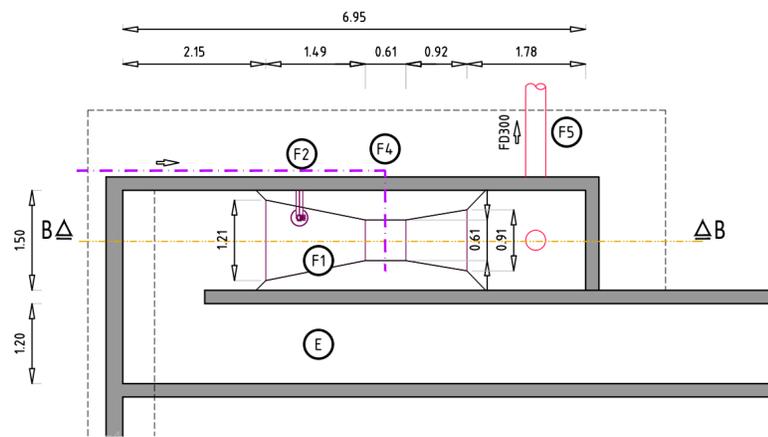
NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARA DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.

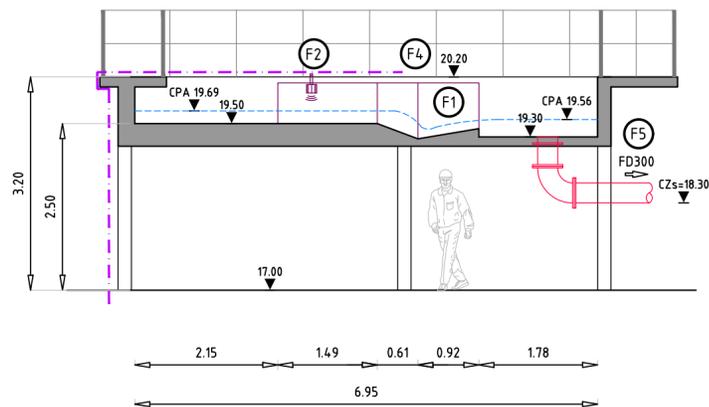


FACULTAD DE INGENIERÍA INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS E INGENIERÍA AMBIENTAL		
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019		
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas TRATAMIENTO BIOLÓGICO PLANTA Y CORTE		
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/100 LAMINA: <div style="font-size: 2em; font-weight: bold; text-align: center;">L-08</div> FORMATO: A2

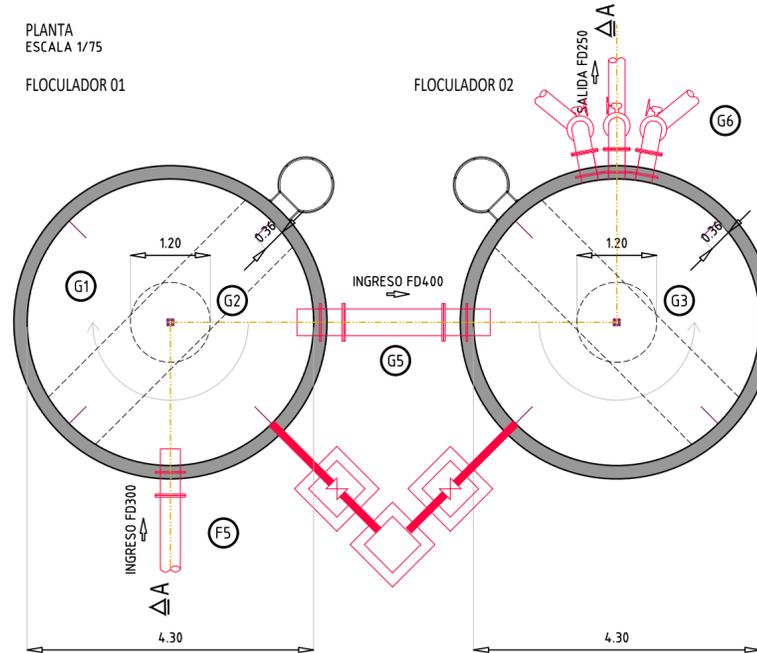
PLANTA
ESCALA 1/75
CANAL DE COAGULACION



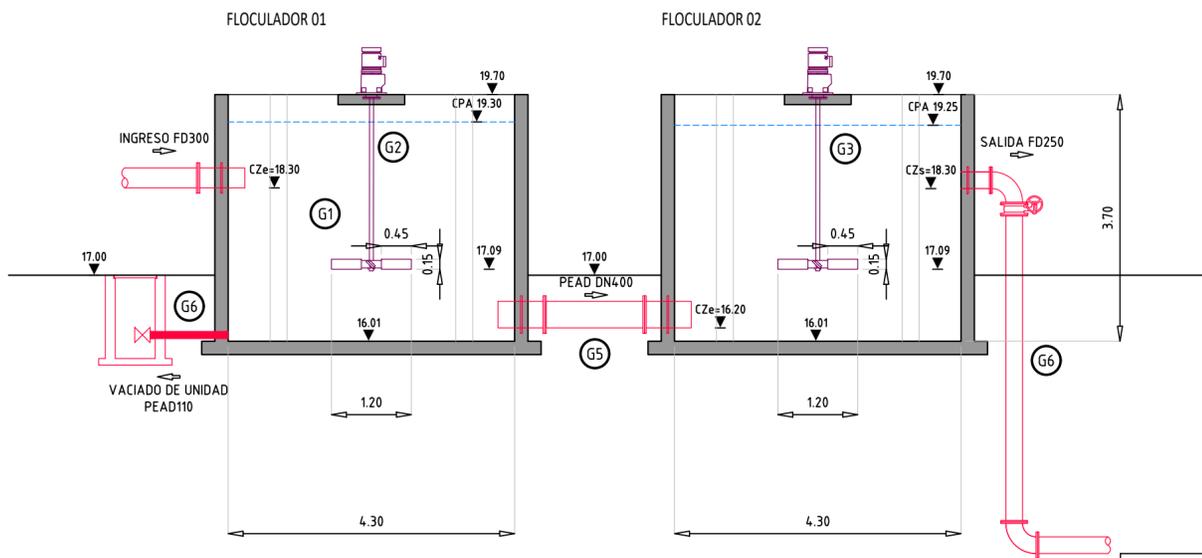
CORTE B-B
ESCALA 1/75



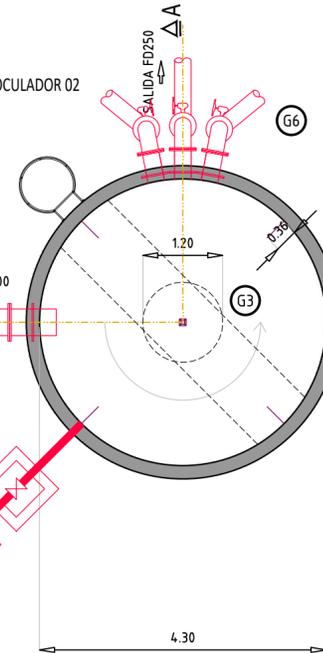
PLANTA
ESCALA 1/75
FLOCULADOR 01



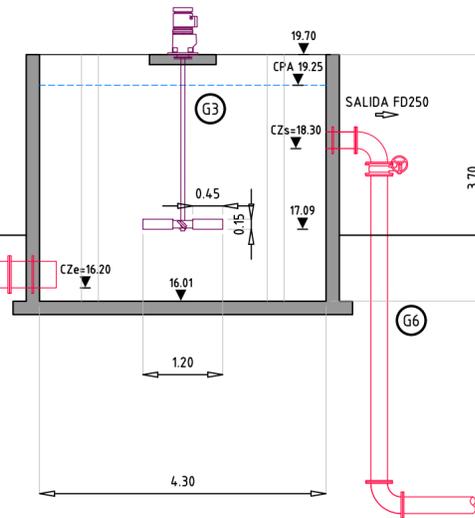
CORTE A-A
ESCALA 1/75
FLOCULADOR 01



FLOCULADOR 02



FLOCULADOR 02



REFERENCIAS

E) CANAL UNIFICADOR DE CAUDALES L x b = 20,6 x 1,20 m

F) CANAL DE COAGULACIÓN

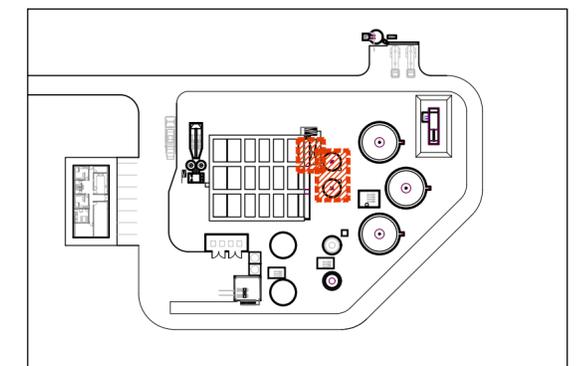
1. Canal Parshall 2'
2. Sensor de nivel ultrasónico
3. Bombas diafragma tipo DOSIVAC DDI 10 (Qmáx = 0,003 L/s; pmáx = 100 m.c.a.) en configuración 1+1
4. Dosificación de cloruro férrico por goteo y dilución en línea (Qconcentrado = 0,001 L/s)
5. Tubería a flocculador FD DN300

G) FLOCULADORES

1. Tanque cilíndrico Vútil = 46 m³ c/u (2 unidades en serie)
2. Agitador mecánico de turbina de flujo axial con 4 paletas a 45° (w = 30 rpm; P = 0,6 kW) (1 unidad en flocculador 1)
3. Agitador mecánico de turbina de flujo axial con 4 paletas a 45° (w = 26 rpm; P = 0,6 kW) (1 unidad en flocculador 2)
4. Deflector (4 unidades por flocculador)
5. Conexión inferior entre flocculadores PEAD DN400
6. Tubería de salida a cada sedimentador FD/PEAD DN250 con válvula mariposa DN250 (3 unidades)
7. Tubería de vaciado FD DN200 con válvula compuerta (1 unidad por flocculador)

NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.



FACULTAD DE INGENIERÍA
INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS
E INGENIERÍA AMBIENTAL

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA URUGUAY

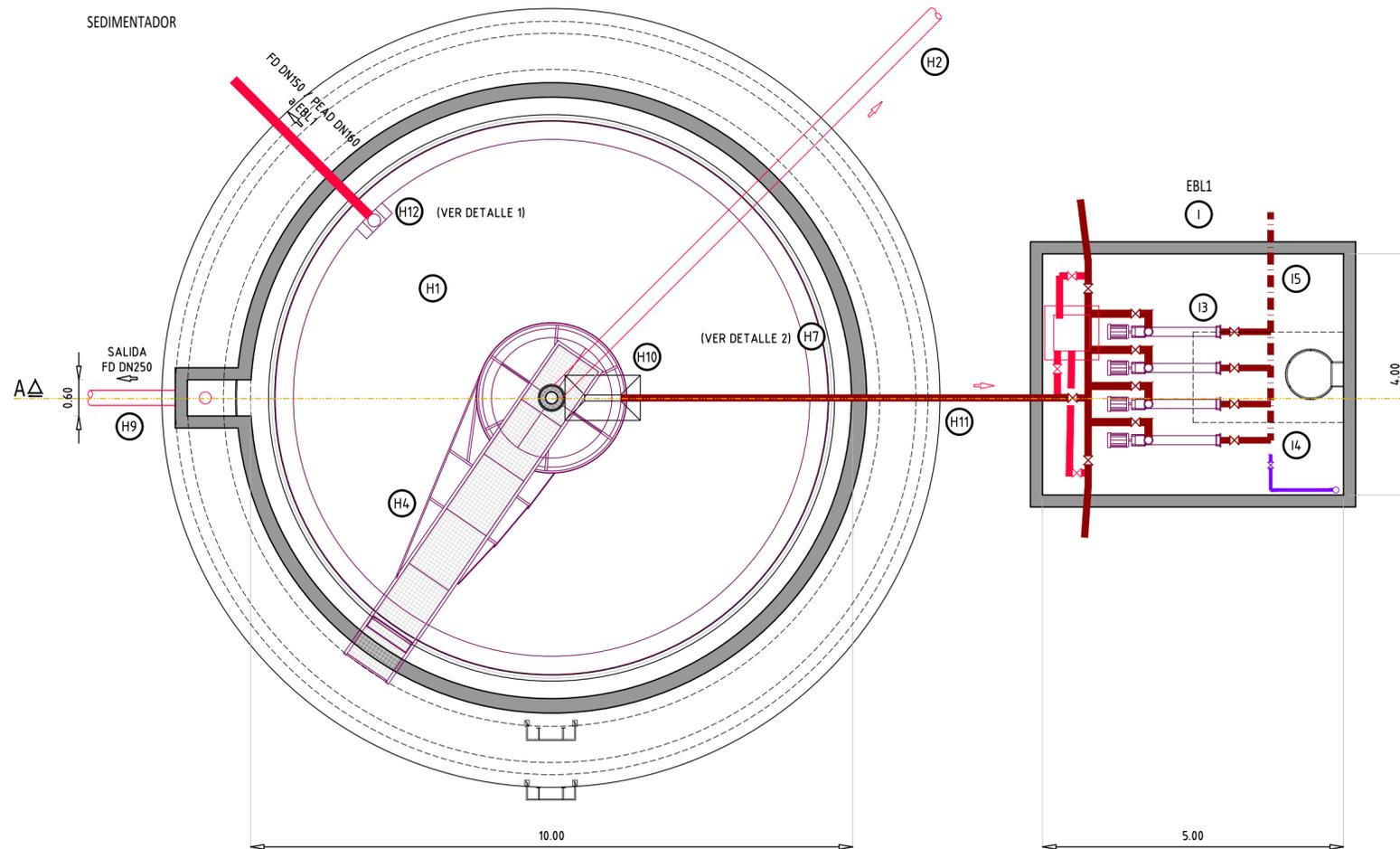
ASIGNATURA:
Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019

CONTENIDO: **PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas**
COAGULACIÓN - FLOCULACIÓN PLANTAS Y CORTES

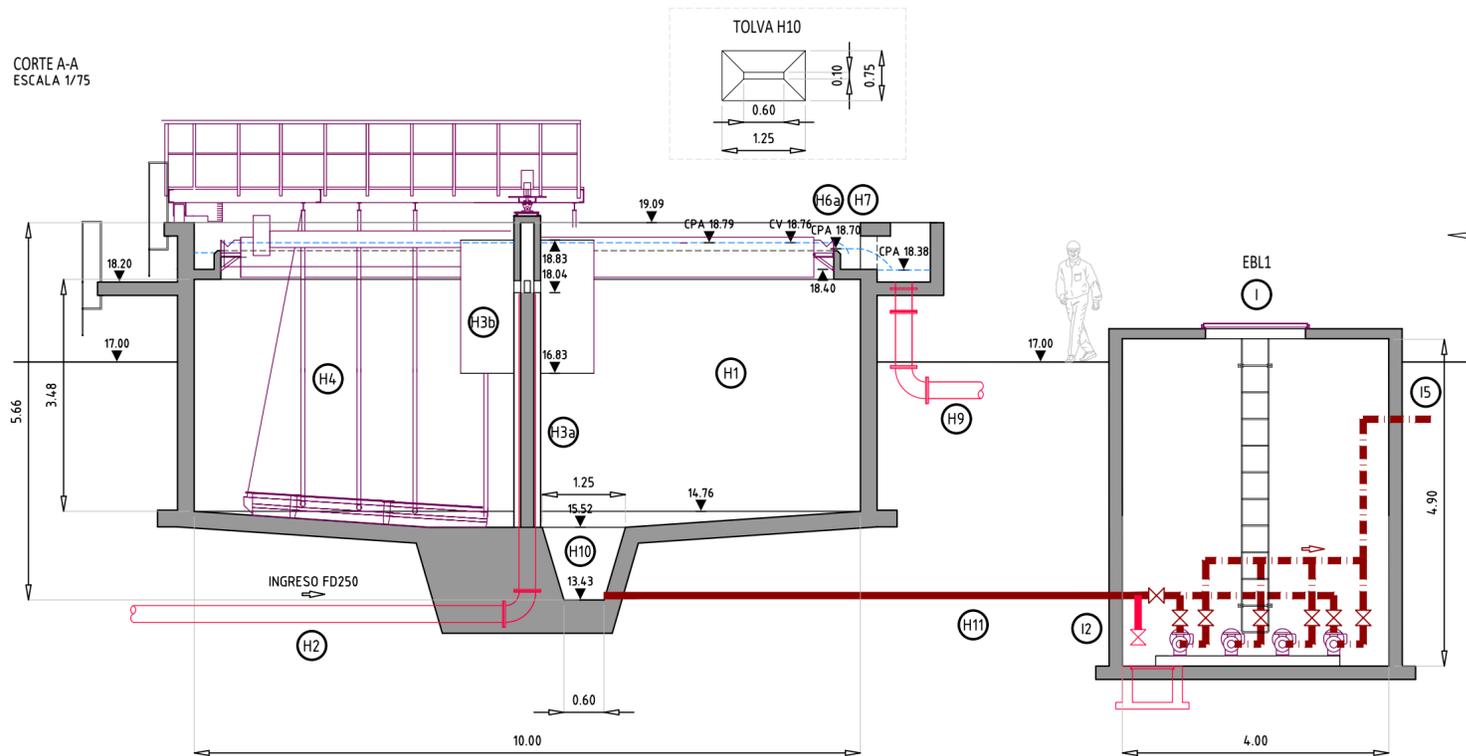
ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/75	LAMINA: L-09 FORMATO: A2
--	--	-------------------------------------	---------------------------------------

PLANTA
ESCALA 1/75

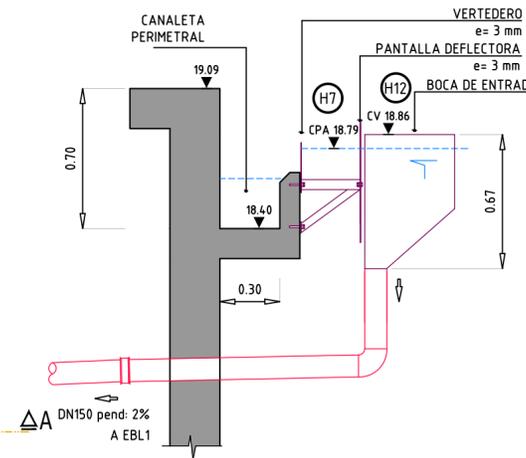
SEDIMENTADOR



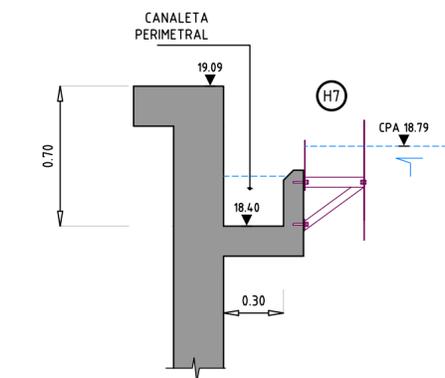
CORTE A-A
ESCALA 1/75



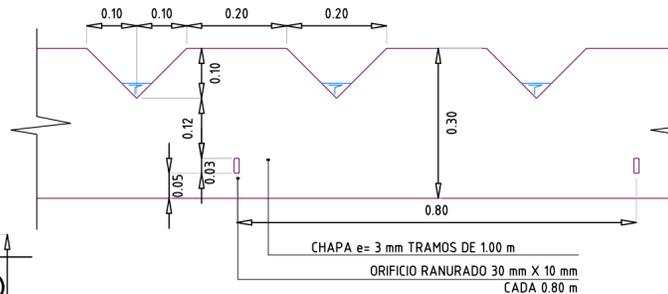
DETALLE 1- CAJA DE ESPUMAS
ESCALA 1/25



DETALLE VEREDERO PERIMETRAL - CORTE
ESCALA 1/25



DETALLE VEREDERO PERIMETRAL - VISTA FRONTAL
ESCALA 1/10



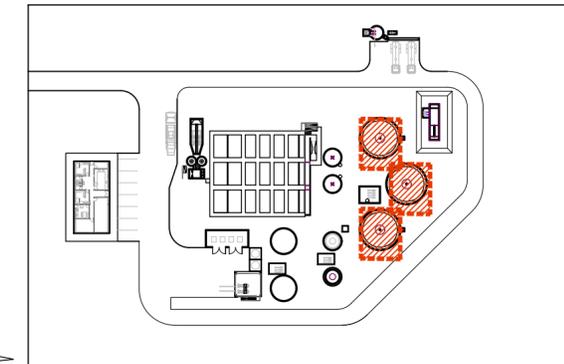
REFERENCIAS

H) SEDIMENTADORES

- Tanque de sección circular Vútil = 315 m³ (3 unidades)
- Tubería de ingreso FD DN250 (1 unidad por sedimentador)
- Mecanismo de ingreso
 - Tubería vertical con 4 orificios de sección rectangular b x h = 0,09 x 0,18 m espaciados mediante cortes a 45°
 - Campana deflectora de acero inoxidable e = 4 mm; Ø = 2 m; h = 2 m
- Puente barreador de tracción periférica (w = 0,1 rpm)
- Pantalla de retención de flotantes de Acero Inox. e = 4 mm
- Pantalla vertedero perimetral L = 31,4 m
 - 247 vertederos de ángulo recto h = 0,1 m
- Canaleta de recolección de agua clarificada b = 0,3 m
- Cámara de agua clarificada sección cuadrada b = 0,4 m
- Tubería de salida de agua clarificada hacia desinfección, tramos individuales FD/PEAD DN250 y tramos comunes PEAD DN315
- Tolva trapezoidal de lodos sedimentados
- Tubería de salida de lodos PEAD DN110
- Caja de espumas cuadrada de fondo cónico b = 0,5 m con tubería de salida FD DN150 / PEAD DN160 a EBE
- Estación de bombeo de espumas EBE
 - Bombas centrífugas en configuración 1-1
 - Impulsión de espumas a digestores FD DN100 / PEAD DN110

I) ESTACIÓN BOMBEO DE LUDOS SEDIMENTADOS A ESPESADORES EBL1

- Cámara de bombas enterrada con tapas metálicas
- Tubería de llegada de cada sedimentador FD DN100 / PEAD DN110 con válvula compuerta actuada DN100
- Bombas de cavidades progresivas tipo Moyno C15K (Q = 6 L/s; H = 2,5 m.c.a.) en configuración 3-1
- Manifold de salida FD DN100
- Tubería de impulsión de lodos sedimentados FD DN100 / PEAD DN110 con válvula compuerta DN100 actuada en tramo de descarga a espesadores
- Tubería de vaciado de sedimentadores PEAD DN200 con válvula compuerta DN200
- Pico de agua de reúso para lavado de bombas y tuberías de lodos



NOTAS:

- LONGITUDES EN METROS.
- REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.

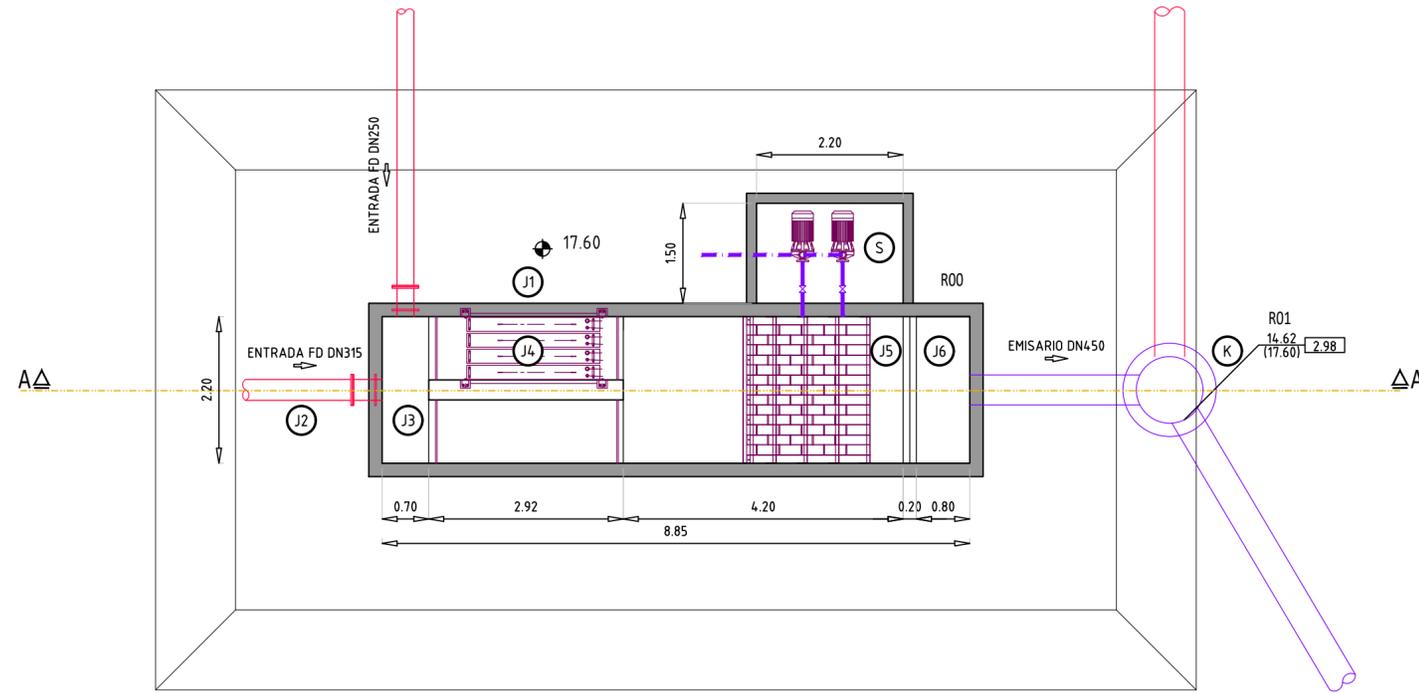
FACULTAD DE INGENIERÍA
INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS
E INGENIERÍA AMBIENTAL

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA URUGUAY
ASIGNATURA: Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019

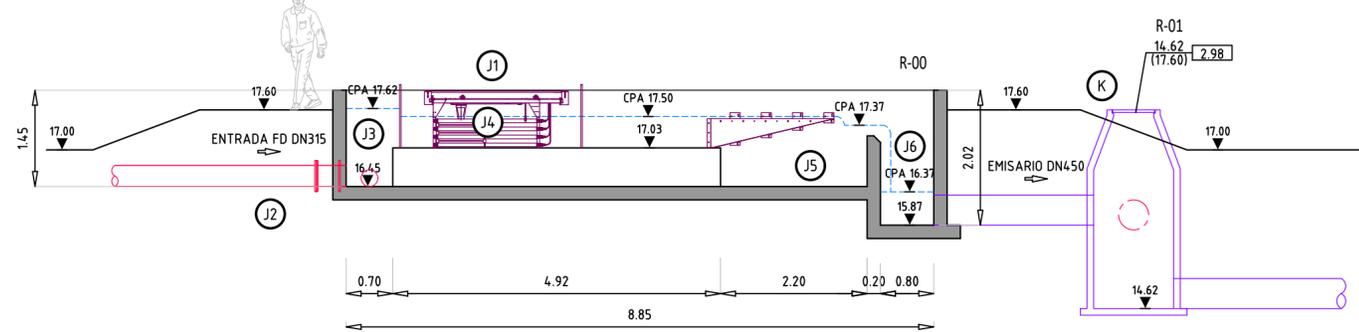
CONTENIDO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas
SEDIMENTACIÓN PLANTAS Y CORTES

ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/75	LAMINA: L-10 FORMATO: A2
--	--	-------------------------------------	---------------------------------------

PLANTA
ESCALA 1/75
DESINFECCIÓN



CORTE A-A
ESCALA 1/75



REFERENCIAS

J) DESINFECCIÓN FINAL

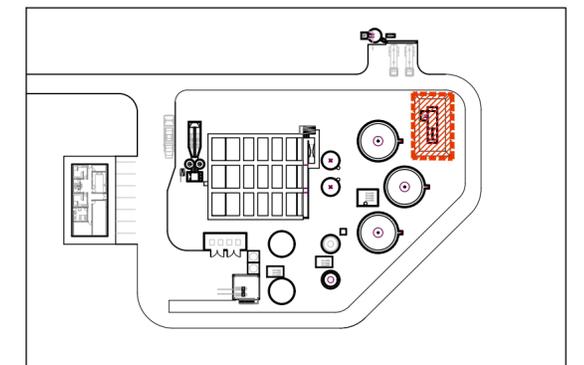
1. Unidad UV con banco de 32 lámparas
2. Cámara de ingreso
 - a. Tubería de llegada desde sedimentadores
 - i. PEAD DN250 (1 sedimentador)
 - ii. PEAD DN315 (2 sedimentadores)
3. Entrada a canal
 - a. Pantalla perforada / compuerta tipo Stop log para aislación de banco de lámparas apagado
4. Banco de lámparas
 - a. Vertedero de salida
5. Cámara de agua desinfectada
 - a. Sensor de nivel ultrasónico
 - b. Succión de bomba de agua de reúso (2 unidades)
 - c. Vertedero de salida
6. Cámara R00
 - a. Salida a R01 PEAD DN450

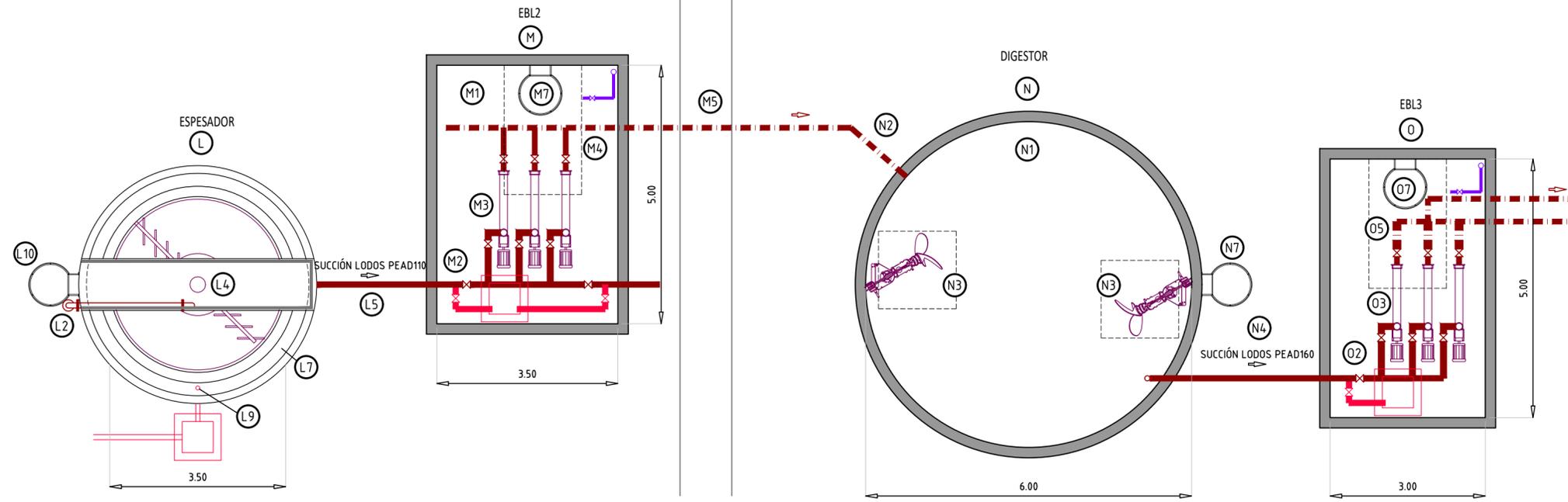
K) EMISARIO

1. Cámara R01
 - a. Ingreso agua desinfectada PEAD DN450
 - b. Llegada bypass agua pretratada PEAD DN400
2. Tubería desde R01 PEAD DN450
3. Registros con tapa abulonada hasta R04
4. Tees tapadas para inspección desde R05 hasta descarga
 - a. Anclajes de hormigón para evitar flotación
5. Cabezal de descarga con válvula flap DN450

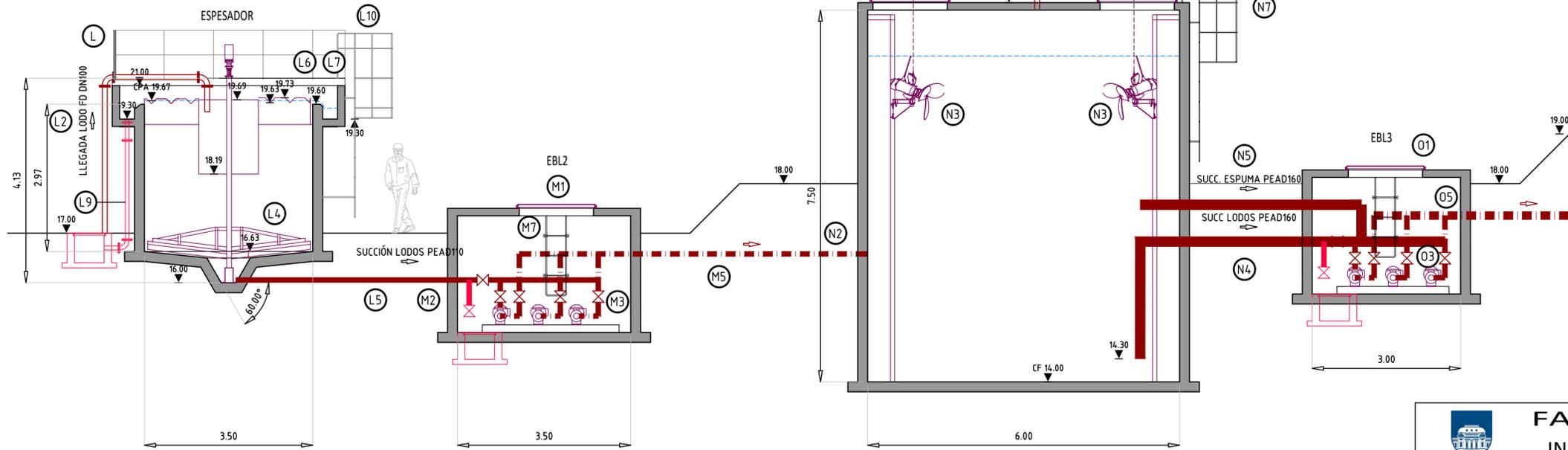
NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.



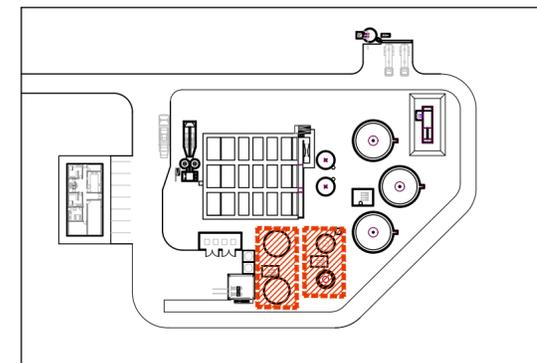


CORTE LONGITUDINAL ESQUEMÁTICO
ESCALA 1/75



NOTAS:

- 1) LONGITUDES EN METROS.
- 2) REGISTROS Y CÁMARAS DE ACUERDO A PLANOS TIPO DE O.S.E.
- 3) COTAS REFERIDAS A CERO OFICIAL.



REFERENCIAS

L) ESPESADORES

1. Tanque cilíndrico Vútil = 29 m³ (2 unidades en paralelo)
2. Tubería de llegada desde EBL1 FD DN100
3. Tubería de alimentación de agua tratada FD DN100 / PEAD DN110
4. Barredor de fondo con emparrillado vertical
5. Tubería de salida de lodos espesados FD DN150
6. Vertedero perimetral de Acero Inox. e = 4 mm
7. Canaleta de recolección de sobrenadante b = 0,3 m
8. Tubería de recirculación de agua a PBB FD DN75 / PVC DN200
9. Tubería de vaciado FD DN200 con válvula compuerta DN200
10. Escalera de acceso

M) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS ESPESADOS A DIGESTORES EBL2

1. Cámara de bombas semienterrada con tapas metálicas
2. Tubería de llegada de cada espesador FD DN150 / PEAD DN160 con válvula compuerta actuada DN150
3. Bombas de cavidades progresivas tipo Moyno C19K (Q = 25 L/s; H = 5 m.c.a.) en configuración 2+1
4. Manifold de salida FD DN150
5. Tubería de impulsión de lodos espesados FD DN150 / PEAD DN160 con válvula de compuerta actuada DN150 en tramo de descarga a digestores
6. Pico de agua de reúso para lavado de bombas y tuberías de lodos
7. Escalera de acceso

N) DIGESTORES ANAEROBIOS

1. Tanque cilíndrico Vútil = 197 m³ (2 unidades en paralelo)
2. Tubería de entrada a digestor PEAD DN160
3. Mixer de baja velocidad tipo Landia POP-I 150 (w = 150 rpm; P = 3 kW) (2 unidades por digestor)
4. Tubería de succión de lodos digeridos PEAD DN160
5. Tubería de succión de espumas FD DN150
6. Tubería de captación de gas FD DN110 a filtro de carbón activado y quemador
7. Escalera de acceso

O) ESTACIÓN DE BOMBEO DE LODOS DIGERIDOS A CENTRÍFUGAS EBL3

1. Cámara de bombas semienterrada con tapas metálicas
2. Tubería de llegada de cada digestor FD DN150 / PEAD DN160 con válvula compuerta actuada DN150
3. Bombas de cavidades progresivas tipo Moyno C19K (Q = 2,2 L/s; H = 2,5 m.c.a.) en configuración 2+1
4. Manifold de salida FD DN100
5. Tubería de impulsión de lodos digeridos FD DN100 con válvula mariposa manual DN100 en conexiones a centrífugas (2 líneas)
6. Pico de agua de reúso para lavado de bombas y tuberías de lodos
7. Escalera de acceso

FACULTAD DE INGENIERÍA
INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS
E INGENIERÍA AMBIENTAL

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA URUGUAY
ASIGNATURA: **Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019**

CONTENIDO: **PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas**
ESPESADOR Y DIGESTOR DE LODOS PLANTAS Y CORTES

ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/75	LAMINA: L-12 FORMATO: A2
--	--	-------------------------------------	---------------------------------------

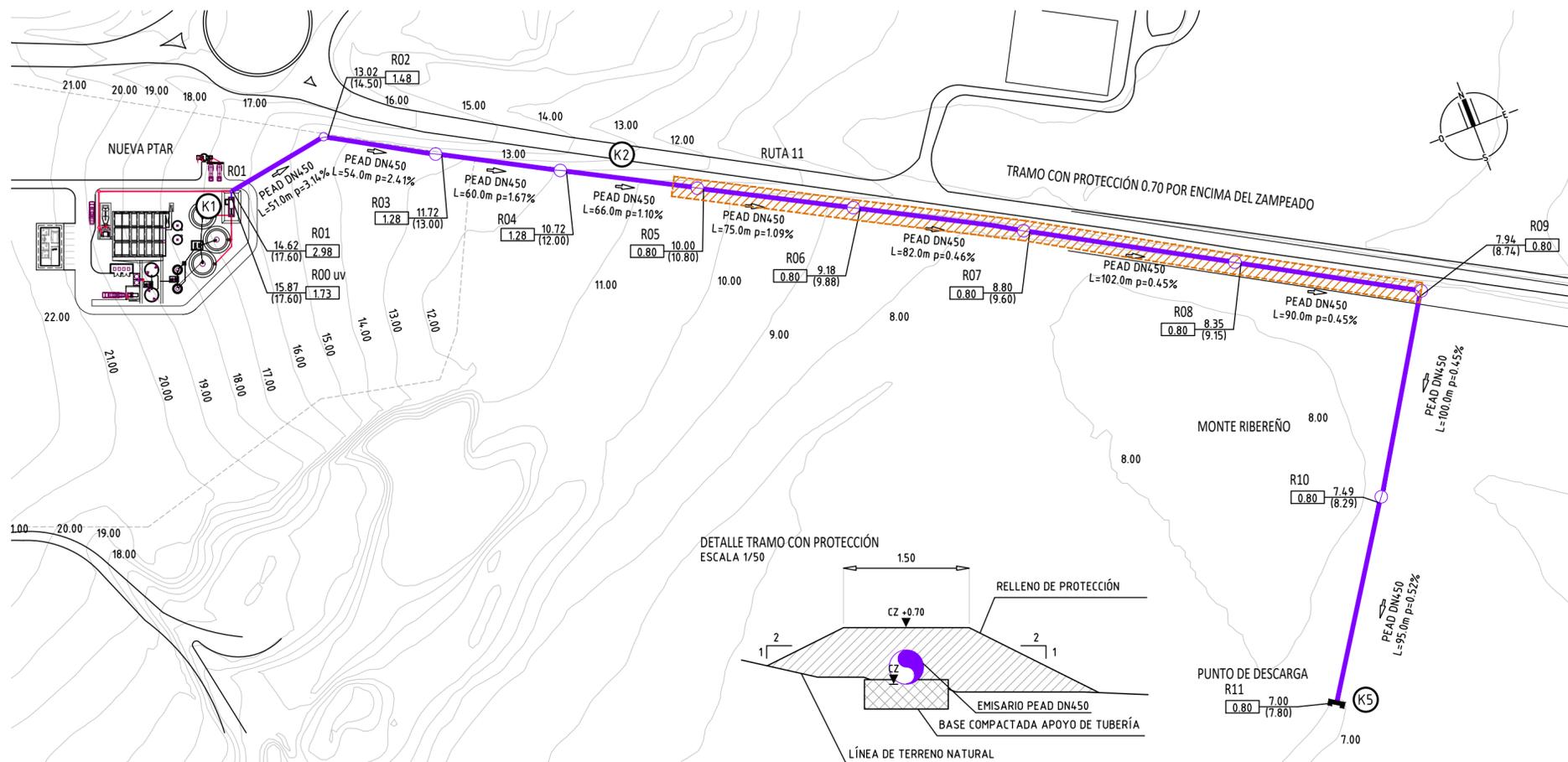
PERFIL EMISARIO

ESCALA VERTICAL: 1 / 200
 ESC. HORIZONTAL: 1 / 2.000

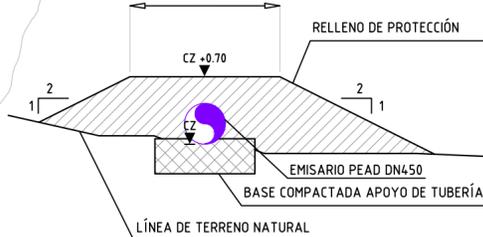
VERTICE	R00	R01	R02	R03	R04	R05	R06	R07	R08	R09	R10	R11 DESCARGA
COTA DE TERRENO (m)	17.60	17.60	14.50	13.00	12.00	10.00	9.00	8.50	8.00	8.00	8.00	7.00
COTA DE TAPA (m)						10.80	9.98	9.60	9.15	8.75	8.29	
COTA DE ZAMPEADO (m)	15.87	14.62	13.02	11.72	10.72	10.00	9.18	8.80	8.35	7.94	7.49	7.00
PROFUNDIDAD (m)	1.73	2.98	1.48	1.28	1.28	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
SECCIÓN	PEAD DN450											
PENDIENTE (%)		3.14%	2.41%	1.67%	1.10%	1.09%	0.46%	0.45%	0.45%	0.45%	0.52%	
LARGO DE TRAMO (m)		51.00	54.00	60.00	66.00	75.00	82.00	102.00	90.00	100.00	95.00	
DIST. ACUMULADA (m)	0.00	51.00	105.00	165.00	231.00	306.00	388.00	490.00	580.00	680.00	775.00	
CALLE		PREDIO DE PTAR				RUTA 11					MONTE RIBEREÑO	

PLANTA GENERAL DE UBICACIÓN

ESCALA 1/2.000



DETALLE TRAMO CON PROTECCIÓN
 ESCALA 1/50

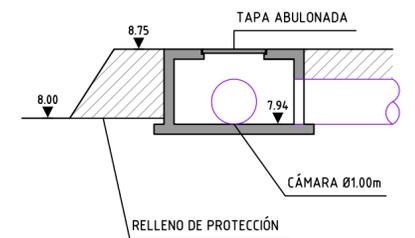


REFERENCIAS:

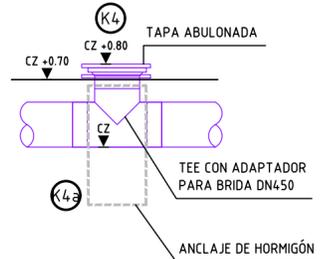
KJ EMISARIO

- Cámara R01
 - Ingreso agua desinfectada PEAD DN450
 - Llegada bypass agua pretratada PEAD DN400
- Tubería desde R01 PEAD DN450
- Registros con tapa abulonada hasta R04
- Tees tapadas para inspección desde R05 hasta descarga
 - Anclajes de hormigón para evitar flotación
- Cabezal de descarga con válvula flap DN450

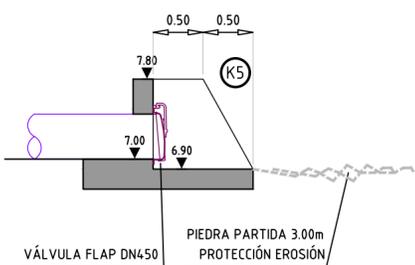
DETALLE CORTE R09
 ESCALA 1/50



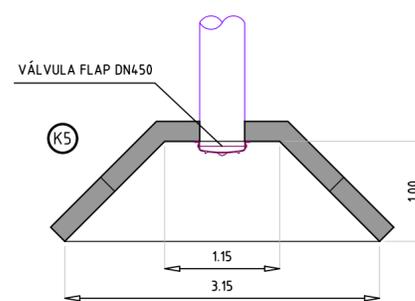
DETALLE ALZADO REGISTROS TIPO TEE
 ESCALA 1/50



DETALLE CORTE CABEZAL DE DESCARGA
 ESCALA 1/50



DETALLE PLANTA CABEZAL DE DESCARGA
 ESCALA 1/50



FACULTAD DE INGENIERÍA
 INSTITUTO DE MECÁNICA DE LOS FLUIDOS
 E INGENIERÍA AMBIENTAL

UNIVERSIDAD DE LA REPÚBLICA URUGUAY
 ASIGNATURA: **Proyecto Hidráulico-Ambiental Curso 2019**

CONTENIDO: **PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Ciudad de Santa Lucía y Localidades Aledañas**
EMISARIO PLANTA ALTIMETRÍA Y DETALLES

ALUMNOS: Claudio Heimann Juan Paladino Fabián Rodríguez	TUTORES: Ing. Danilo Ríos Ing. Julieta López	FECHA: FEBRERO 2020 ESCALA: 1/2.000 / 1/50	LAMINA: L-14 FORMATO: A2
--	--	---	---------------------------------------