



Título del Trabajo Fin de Máster:

***DISEÑO DE LA ESTACIÓN
DEPURADORA DE AGUAS
RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE
LORCA (MURCIA)***

Intensificación:

TRATAMIENTO DE AGUAS

Autor:

EUGENIA REVUELTA TORRES

Director/es:

RAMÓN BARAT BAVIERA

Fecha: **JULIO-2014**



Título del Trabajo Fin de Máster:
DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

Autor: **EUGENIA REVUELTA TORRES**

Tipo	A <input checked="" type="checkbox"/> B <input type="checkbox"/>	Lugar de Realización	VALENCIA
Director	RAMÓN BARAT BAVIERA	Fecha de Lectura	Julio-2014
Codirector1			
Codirector2			
Tutor			

Resumen:

El objeto del presente Trabajo es la definición del diseño y dimensionamiento de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Ramonete (Lorca) para proporcionar un tratamiento de depuración suficiente a las aguas residuales de la pedanía, de tal forma que se dé cumplimiento a los límites de concentración de parámetros de vertido al Domino Público Hidráulico, o a los de reutilización del Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

Se pretende conseguir una depuradora capaz de tratar el caudal estimado del proyecto con pretratamiento completo, tratamiento secundario avanzado (eliminación de nitrógeno), tratamiento de fangos y desodorización. A la salida de la decantación secundaria y con el objetivo de poder reutilizar las aguas depuradas en la agricultura, se prevé la ejecución de un sistema de tratamiento Terciario.

La incorporación de los procesos biológicos de eliminación de nitrógeno y de una filtración terciaria a la línea de tratamiento, unida a una desinfección por rayos ultravioleta e hipoclorito, permite, con garantías, la reutilización del agua de salida de esta depuradora con fines agrícolas.

Son, por tanto, objeto del presente Trabajo el dimensionamiento e instalaciones desde el punto de llegada del agua bruta hasta su restitución a la rambla, incluyendo el tratamiento de fangos que se derive de la depuración del agua a tratar. Haciendo especial mención al cálculo hidráulico y diseño del tratamiento (comparando diferentes esquema de depuración) y viabilidad económica.

Palabras clave:

Tratamiento terciario, procesos biológicos, tratamiento de fangos desodorización

ÍNDICE GENERAL

MEMORIA

ANEJO I. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

ANEJO II. INTRODUCCIÓN AL PROGRAMA DE CÁLCULO DESASS

ANEJO III. PRESUPUESTO

ANEJO IV. PLANOS

MEMORIA

DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

AUTORA DEL TRABAJO FIN DE MÁSTER:

Eugenia Revuelta

DIRECTOR DEL TRABAJO FIN DE MÁSTER:

Ramón Barat

ÍNDICE:

1 INTRODUCCIÓN	9
1.1 CONEPTO DE DEPURACIÓN	9
1.2 CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS DE TRATAMIENTO	10
1.2.1 INTRODUCCIÓN	10
1.2.2 FLUJO EN PISTÓN	11
1.2.3 MEZCLA COMPLETA	11
1.2.4 ALIMENTACIÓN ESCALONADA	11
1.2.5 CONTACTO-ESTABILIZACIÓN	11
1.2.6 AIREACIÓN PROLONGADA	12
1.2.7 CANAL DE OXIDACIÓN	12
1.2.8 AIREACIÓN DE ALTA CARGA	12
1.2.9 DOBLE ETAPA:	12
1.2.10 SISTEMAS DE OXÍGENO PURO	12
1.2.11 SISTEMA DE REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL	13
1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO	13
1.3.1 INTRODUCCIÓN	13
1.3.2 LOS COMPUESTOS DEL NITRÓGENO EN EL AGUA RESIDUAL	14
1.3.3 PROCESO DE NITRIFICACIÓN	15
1.3.4 ESQUEMAS FUNCIONALES PARA LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL NITRÓGENO	16
1.4 RESQUISITOS DE EFLUENTES EN LAS DEPURADORAS URBANAS	18
1.5 REUTILIZACIÓN DE LAS AGUAS	20
2 ANTECEDENTES y objeto del presente trabajo	21
2.1 ANTECEDENTES	21
2.2 OBJETO	21
3 BREVE DESCRIPCIÓN DE LA ZONA DE ACTUACIÓN	23
4 JUSTIFICACIÓN DE LA SOLUCIÓN ADOPTADA	25
4.1 PLANTEAMIENTO GENERAL	25
4.2 LÍNEA DE TRATAMIENTO PROPUESTA	25
4.2.1 LÍNEA DE AGUA	25
4.2.2 LÍNEA DE FANGOS	27
4.2.3 LÍNEA DE AIRE	28
5 ASPECTOS GENERALES DE LA DEPURADORA DISEÑADA	29
5.1 CARACTERÍSTICAS DEL EMPLAZAMIENTO	29
5.1.1 EMPLAZAMIENTO	29
5.1.2 TOPOGRAFÍA	30

5.2	EDIFICACIÓN	30
5.2.1	EDIFICIO DE PRETRATAMIENTO Y DESHIDRATACIÓN	30
5.2.2	EDIFICIO DE ULTRAVIOLETA	30
5.2.3	EDIFICIO DE CONTROL	30
6	DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO	31
6.1	OBJETO	31
6.2	DATOS DE PARTIDA	31
6.2.1	CAUDALES Y POBLACIÓN EQUIVALENTE	31
6.2.2	CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL	31
6.2.3	RESULTADOS A OBTENER	31
6.3	CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE ENTRADA	32
6.3.1	HIPÓTESIS DE PARTIDA	32
6.3.2	RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN	34
6.4	LÍNEA DE AGUA	36
6.4.1	LLEGADA DE AGUA BRUTA Y BY-PASS GENERAL DE LA PLANTA	37
6.4.2	ENTRADA A POZO DE GRUESOS Y PREDESBASTE	38
6.4.3	BOMBEO DE AGUA BRUTA	39
6.4.4	DESBASTE Y TAMIZADO	42
6.4.5	DESARENADOR-DESENGRASADOR	46
6.4.6	EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE ARENAS	50
6.4.7	EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE FLOTANTES	51
6.4.8	BY-PASS DESARENADOR Y BY-PASS GENERAL DEL AGUA PRETRATADA	52
6.4.9	MEDIDA DE CAUDAL DE AGUA PRETRATADA	53
6.4.10	DEPÓSITO DE HOMOGENEIZACIÓN	53
6.4.11	REACTOR BIOLÓGICO TIPO CARRUSEL	55
6.4.12	DECANTADOR SECUNDARIO	70
6.4.13	ARQUETA DE DERIVACIÓN	80
6.4.14	DEPÓSITO DE REGULACIÓN	81
6.4.15	BOMBEO A FILTRACIÓN	82
6.4.16	FILTRO DE TELAS	83
6.4.17	SISTEMA DE DESINFECCION	86
1.1.1	DESINFECCIÓN ULTRAVIOLETA	87
1.1.2	CANAL DE CLORACIÓN	89
6.4.18	MEDIDA DE CAUDAL DE AGUA TRATADA	91

6.5	LÍNEA DE FANGOS	92
6.5.1	ESPESADOR	92
6.5.2	BOMBEO DE FANGOS ESPESADOS	96
6.5.3	ACONDICIONAMIENTO QUÍMICO DEL FANGO	96
6.5.4	DECANTADORA CENTRÍFUGA	97
6.5.5	EVACUACIÓN DE FANGOS DESHIDRATADOS	99
6.5.6	ALMACENAMIENTO DE FANGO DESHIDRATADO	100
6.6	DESODORIZACIÓN	101
7	Cálculo hidráulico	104
7.1	BASES DE CÁLCULO DE LA LÍNEA PIEZOMÉTRICA	104
7.1.1	PÉRDIDAS DE CARGA CONTINUAS	104
7.1.2	PÉRDIDA DE CARGA EN REJAS	111
7.1.3	PÉRDIDAS DE CARGA EN VERTEDERO	112
7.2	CÁLCULO DE LA LÍNEA PIEZOMÉTRICA	113
7.2.1	DATOS DE PARTIDA	113
7.2.2	CÁLCULO DE COTAS	113

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1. SISTEMA INTEGRAL HIDRÁULICO SANITARIO	10
FIGURA 2 PROCESO DE NITRIFICACIÓN- DESNITRIFICACIÓN. (POLO & TORRECILLAS, TRATAMIENTOS FÍSICOS Y QUÍMICOS DE AGUAS RESIDUALES, 2007-2010)	15
FIGURA 3 MAPA DE SITUACIÓN DE RAMONETE, LORCA (MURCIA). (HTTP://WWW.LORCA.ES/)	24
FIGURA 4 EMPLAZAMIENTO PARCELA DE LA FUTURA EDAR.	29
FIGURA 5. PLANTA ARQUETA DE LLEGADA Y BY-PASS GENERAL	37
FIGURA 6. CUCHARA BIVALVA	39
FIGURA 7. REJA AUTOMÁTICA	45
FIGURA 8. ROTOTAMIZ	46
FIGURA 9. PLANTA DEPÓSITO DE HOMOGENIZACIÓN	54
FIGURA 10. SECCIÓN DEPÓSITO DE HOMOGENIZACIÓN	54
FIGURA 11. CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE. DESASS.	55
FIGURA 12: SIMULACIÓN REACTOR BIOLÓGICO TIPO CARRUSEL. DESASS.	57
FIGURA 13. REACTOR TIPO CARRUSEL. DISTRIBUCIÓN DE OXÍGENO A LO LARGO DEL REACTOR	58
FIGURA 14: VENTANA DE PROPIEDADES PARA EL DISEÑO DEL REACTOR BIOLÓGICO EN “DESASS”.	58
FIGURA 15. EVOLUCIÓN DEL OXÍGENO A LO LARGO DEL REACTOR TIPO CARRUSEL.	63
FIGURA 16. EVOLUCIÓN DEL O ₂ , NH ₄ , NO ₃ , N ₂ Y NT A LO LARGO DEL REACTOR TIPO CARRUSEL.	63
FIGURA 18. PLANTA DECANTADOR SECUNDARIO	76
FIGURA 19. SECCIONES DECANTADOR SECUNDARIO	76
FIGURA 20: GRÁFICO EVOLUCIÓN DE LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS EN EL PERFIL DEL DECANTADOR, EN DESASS.	77
FIGURA 21: GRÁFICO EVOLUCIÓN DE LOS NITRATOS EN EL PERFIL DEL DECANTADOR, EN DESASS.	78
FIGURA 22. PLANTA DE LA ARQUETA DE FANGOS	80
FIGURA 23. PLANTA DEPÓSITO DE REGULACIÓN	81
FIGURA 24. SECCIÓN DEPÓSITO DE REGULACIÓN	82
FIGURA 25. PLANTA FILTRO DE TELAS	85
FIGURA 26. SECCIÓN FILTRO DE TELAS	86
FIGURA 27. PLANTA EDIFICIO ULTRAVIOLETA	88
FIGURA 28. SECCIÓN EDIFICIO ULTRAVIOLETA	88
FIGURA 29. DISPOSICIÓN DEL EQUIPO ULTRAVIOLETA	89
FIGURA 30. PLANTA DEL CANAL DE CLORACIÓN	91
FIGURA 31. CUBETO DE HIPOCLORITO	91
FIGURA 32. ARQUETA MEDIDA DE CAUDAL TRATADA	92
FIGURA 33. PLANTA ESPESADOR POR GRAVEDAD	95
FIGURA 34. SECCIONES ESPESADOR POR GRAVEDAD	95
FIGURA 35. EQUIPO DE POLIELECTROLITO	97

FIGURA 36. DECANTADORA CENTRÍFUGA	99
FIGURA 37. BOMBAS DE EVACUACIÓN DE FANGOS DESHIDRATADOS	100
FIGURA 38. TOLVA DE FANGOS	101
FIGURA 39. PLANTA INSTALACIÓN DE DESODORIZACIÓN	103
FIGURA 40. SECCIÓN DE INSTALACIÓN DESODORIZACIÓN	103
FIGURA 41. TORRE DE CONTACTO Y VENTILADOR DE DESODORIZACIÓN	103

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1. REQUISITOS DE LOS EFLUENTES DE LAS DEPURADORAS URBANAS.	19
TABLA 2. REQUISITOS DE LOS EFLUENTES DE LAS DEPURADORAS URBANAS.	19
TABLA 3. CAUDALES	31
TABLA 4. POBLACIÓN	31
TABLA 5. CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE: DATOS DE PARTIDA	31
TABLA 6. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A LA SALIDA DEL TRATAMIENTO SECUNDARIO	32
TABLA 7. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A LA SALIDA DEL TRATAMIENTO TERCIARIO	32
TABLA 8. CARACTERÍSTICAS DEL FANGO A LA SALIDA.	32
TABLA 9. CAUDALES DE AIRE (CA) EN UN DESARENADOR-DESENGRASADOR.	49
TABLA 10. PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS EN UN PROCESO DE AIREACIÓN PROLONGADA	56
TABLA 11. DEFINICIÓN GEOMÉTRICA	60
TABLA 12. PARÁMETROS DE DISEÑO	60
TABLA 13. RESULTADOS DE LAS DIFERENTES SIMULACIONES PARA DIFERENTES CONCENTRACIONES DE O ₂ EN DESASS.	61
TABLA 14. EVOLUCIÓN DE LAS CONCENTRACIONES DE O ₂ , NH ₄ , NO ₃ A LO LARGO DEL REACTOR TIPO CARRUSEL.	62
TABLA 15. NECESIDADES DE OXÍGENO EN EL REACTOR BIOLÓGICO	64
TABLA 16. EQUIPAMIENTO DE AIREACIÓN	69
TABLA 17. CIRCULACIÓN EN EL CARRUSEL	70
TABLA 18. DEFINICIÓN GEOMÉTRICA	73
TABLA 19. ENTRADA Y SALIDA DEL DECANTADOR SECUNDARIO	74
TABLA 20. PUENTE CLARIFICADOR	74
TABLA 21. RETIRADA DE FLOTANTES	75
TABLA 22. BOMBEO DE GRASAS	75
TABLA 23. FANGOS EN EL DECANTADOR	78
TABLA 24. CALIDAD DEL EFLUENTE	79
TABLA 25. CARACTERÍSTICAS DEL FANGO DE ENTRADA	92
TABLA 26. SALIDA DE FANGOS ESPESADOS	94
TABLA 27. SALIDA DE SOBRENADANTE	95
TABLA 28. BOMBEO DE FANGO ESPESADO	96
TABLA 29. DATOS DE DISEÑO	96
TABLA 30. ALMACENAMIENTO Y DOSIFICACIÓN DE POLIELECTROLITO CATIONICO	97
TABLA 31. DATOS DE DISEÑO	98
TABLA 32. DECANTADORA CENTRÍFUGA	98
TABLA 33. SALIDA DE FANGOS DESHIDRATADOS	98
TABLA 34. SALIDA DEL SOBRENADANTE	98

TABLA 35. SALIDA DE FANGOS DESHIDRATADOS	99
TABLA 36. ALMACENAMIENTO DE FANGO DESHIDRATADO	100
TABLA 37. RELACIÓN ÁNGULO DE CODO Y RADIO DE CURVATURA	107
TABLA 38. VALORES DE K PARA DIFERENTES ÁNGULOS	107
TABLA 39. VALORES DE K_b Y K_R , EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN CAUDAL DE LLEGADA/CAUDAL TOTAL	108
TABLA 40. LOS VALORES DE K_b Y K_R EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN CAUDAL DERIVADO/CAUDAL TOTAL	108
TABLA 41. VALORES DE K EN FUNCIÓN DE P/D	110
TABLA 42. VALORES DE K EN FUNCIÓN DE A	110
TABLA 43. VALORES DE K EN FUNCIÓN DE A	110
TABLA 44. VALORES DE K EN FUNCIÓN DEL ÁNGULO EXTERIOR DEL QUIEBRO EN EL CANAL	111
TABLA 45. CAUDALES DE DISEÑO (M^3/H)	113
TABLA 46. CUADRO RESUMEN LINEA PIEZOMÉTRICA	139

1 INTRODUCCIÓN

1.1 CONEPTO DE DEPURACIÓN

Se entiende por depuración, o tratamiento de las aguas residuales (wastewater treatment), “el conjunto de operaciones encaminadas a eliminar o a reducir los agentes contaminantes presentes en el agua residual” (Jaume, 2011).

Para mantener el ciclo natural y posibilitar la recuperación de la capacidad de autodepuración de los ríos, se hacen necesarios emplear sistemas de tratamiento de aguas residuales.

El tratamiento de aguas residuales de una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR), consiste en acelerar o intensificar los procesos de autodepuración de los medios receptores, forzándolos en un tiempo y espacio mínimos con la finalidad de producir un efluente que pueda ser descargado sin causar serios impactos al medio ambiente.

Una EDAR está constituida por un conjunto de infraestructuras, mecanismos e instalaciones, que llevan a cabo el tratamiento de las aguas residuales mediante la aplicación de operaciones de tipo físico, químico y biológico, de manera que los efluentes depurados que se vierten no alteren sustancialmente la calidad de las masas de aguas receptoras. En este sentido, las depuradoras no pueden considerarse como entes aislados, sino como partes integrantes del ciclo natural.

Para ilustrar los conceptos anteriores, se incluye seguidamente el esquema de una parte esencial del ciclo hídrico que podríamos denominar “sistema integral hidráulico sanitario” (Figura 1). El sistema en cuestión se compone a su vez, de tres subsistemas. Los cometidos y elementos principales que conforman cada uno de estos subsistemas serían en general, los siguientes:

1.- Subsistema abastecimiento-distribución.

Se inicia con la toma de agua, por ejemplo en un embalse. El agua es transportada y conducida hasta la ETAP, donde recibe el tratamiento necesario para su uso. De aquí se suministra al núcleo urbano y se distribuye a los usuarios a través de la red de distribución.

2.- Subsistema de saneamiento-depuración

Las aguas usadas (aguas residuales) se recogen en la red de saneamiento y se envían mediante el emisario a la EDAR en donde se la somete a los procesos de tratamiento exigidos por la normativa vigente para su vertido al medio receptor (Directiva 97/271/CEE). En el caso de que este último sea el mar, las aguas residuales podrían sufrir únicamente una depuración “parcial” para, a través de emisario submarino, ser completada por los mecanismos de disolución.

3.- Subsistema de regeneración-reutilización.

Las aguas depuradas, o parte de ellas, pueden ser objeto, finalmente de tratamientos complementarios (terciario o avanzado) para adecuar su calidad a uso posterior previsto (reutilización), según la normativa de aplicación (RD 1620/2007, de reutilización).

No obstante, la finalidad de la regeneración no es únicamente la reutilización, ya que puede ser también necesaria de cara al cumplimiento de la normativa vigente sobre vertidos en zonas sensibles (Directiva 91/271CEE, Directiva 2000/60/ce, Directiva Marco del Agua, etc)

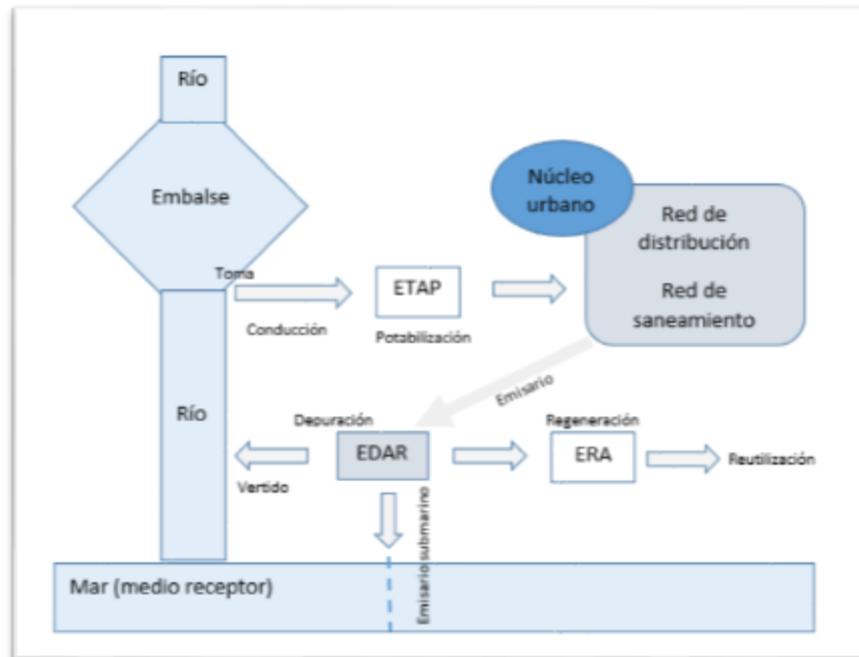


Figura 1. Sistema integral hidráulico sanitario

1.2 CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS DE TRATAMIENTO

1.2.1 INTRODUCCIÓN

Como se ha comentado, una EDAR está constituida por un conjunto de infraestructuras, mecanismos e instalaciones, que llevan a cabo el tratamiento de las aguas residuales mediante la aplicación de operaciones de tipo físico, químico y biológico.

Las operaciones de tipo biológico son las que van a ocupar una mayor relevancia, ya que en ellas se elimina más de un 95 % de materia orgánica.

Los principales objetivos del proceso biológico son:

- Eliminación de MO de las aguas residuales
- Nitrificación
- Eliminación de nitrógeno (desnitrificación)
- Eliminación de fósforo

El principio básico de este tipo de proceso es:

- Los microorganismos utilizan el sustrato del agua residual para crecer y producir energía, provocando de esa forma el descenso en la concentración de contaminantes presentes en el ARU.

El proceso de fangos activos, es el principal sistema de tratamiento biológico pudiendo adoptar múltiples

tipologías y, en consecuencia, aparecen varios subsistemas funcionales:

- Proceso de flujo en pistón (convencional).
- Proceso de mezcla completa (convencional).
- Alimentación escalonada. Contacto- Estabilización.
- Aireación prolongada.
- Canal de oxidación.
- Aireación de Alta Carga.
- Doble etapa.
- Sistema de oxígeno puro.
- Sistema de reactor discontinuo secuencial (SBR)

1.2.2 FLUJO EN PISTÓN

La recirculación se realiza en un punto solo, a la entrada del agua en el tanque, y esta mezcla agua-fango va recorriendo el tanque desde la entrada a la salida en la forma conocida como “flujo en pistón”, con una fuerte tasa de crecimiento inicial del cultivo que va descendiendo hacia el final del tanque. Durante el periodo de aireación se produce la adsorción, floculación y oxidación de la materia orgánica. Los sólidos del fango activado se separan en un decantador secundario.

Características:

1.2.3 MEZCLA COMPLETA

La recirculación se realiza en varios puntos, mezclándose previamente con el agua. El mismo efecto puede tenerse haciendo la entrada agua-fango en un solo punto, pero manteniendo un sistema de agitación y una disposición de la entrada y la salida, en forma tal que se conserve la homogeneización de la mezcla en todo el tanque.

1.2.4 ALIMENTACIÓN ESCALONADA

Representa en otra forma de mejorar el aprovechamiento en la aireación del agua. En este proceso se regula la alimentación del agua, graduándola a lo largo del tanque con objeto de igualar la carga másica en todo el tanque. La aireación puede hacerse de forma uniforme o también graduada.

1.2.5 CONTACTO-ESTABILIZACIÓN

El tanque de aireación queda dividido en dos partes, una donde se realiza el contacto o mezcla de agua y del fango (tanque de floculación) y otra que recibe el fango recién recogido del decantador secundario (tanque de estabilización). En este último se airea sin presencia de sustancias orgánicas de nuevo aporte y, por ello, se agotan las reservas de materia orgánica presentes en el proceso. Cuando este fango llega a la cámara de contacto resulta muy ávido de la materia orgánica del agua residual, acelerándose de forma sensible el proceso.

1.2.6 AIREACIÓN PROLONGADA

Esta variante de fangos activados funciona en la fase de respiración endógena de la curva de crecimiento, con tiempos de retención hidráulica y edad de fangos muy elevados. De esta forma, el fango llega a estabilizarse aeróbicamente debido a los prolongados periodos de aireación y el desequilibrio entre la cantidad de fango en el tanque y la cantidad de materia orgánica que llega (se trabaja con valores muy bajos de la carga másica). En este sistema, el proceso de nitrificación-desnitrificación puede llevarse a cabo en el mismo reactor biológico, alternando las etapas de aireación y de reposo (aireación intermitente), que es lo más frecuente en pequeñas depuradoras, o bien compartimentando el reactor en zonas anóxicas y aerobias.

1.2.7 CANAL DE OXIDACIÓN

El canal de oxidación consiste en un canal circular u ovalado, provisto de una pared medianera, equipado con dispositivos de aireación mecánica (rotores), que funciona en circuito cerrado. Algunas veces, la cuba adopta la forma de una corona alrededor del decantador secundario (sistema carrusel). El carrusel consiste en una modificación del canal e oxidación para medianas y grandes instalaciones.

Se suelen utilizar aireadores superficiales para la oxigenación y recirculación, si bien suelen complementarse con bombas aceleradoras sumergibles tipo hélice. El carrusel se emplea principalmente con media y baja carga.

El agua residual pretratada entra en el canal, y es agitado. Los rotores tipo "cepillo" realizan simultáneamente la oxigenación y la recirculación del licor. Normalmente, el canal de oxidación se utiliza en pequeñas instalaciones y en aireación prolongada, con largos tiempos de retención.

En este tipo de reactor no es necesaria la recirculación interna para la desnitrificación, pues esta se consigue alternando zonas aerobias y anóxicas a lo largo del canal y regulando el oxígeno disuelto para favorecer la desnitrificación simultánea.

1.2.8 AIREACIÓN DE ALTA CARGA

Es una modificación del proceso convencional en el que se combinan altas concentraciones de sólidos en el reactor con elevadas cargas volúmicas. Esta combinación permite trabajar con cargas másicas muy elevadas y alta edad del fango, pero con tiempos de retención muy cortos. Es importante garantizar una buena mezcla.

1.2.9 DOBLE ETAPA:

Consiste en la utilización de los procesos convencionales de fangos activos en serie: el primero de ellos de muy alta carga y el segundo de baja o media carga. Resulta de interés este sistema en caso de fuertes cargas de DBO5 inicial, obteniéndose altos rendimientos y consumos energéticos elevados

1.2.10 SISTEMAS DE OXÍGENO PURO

En esta variante, el aire se sustituye por oxígeno puro, introducido en varios tanques cerrados (normalmente

3 o 4) situados en serie. El volumen del tanque de activación puede reducirse en estos casos y la cantidad de fango producida es considerablemente menor.

1.2.11 SISTEMA DE REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL

Un reactor discontinuo secuencial (SBR) es un tipo de reactor que sigue una secuencia de ciclos de llenado-vaciado alternado, en el que todas las etapas del proceso de fangos activados se lleva a cabo en un reactor de mezcla completa.

El líquido mezcla permanece en el interior del reactor durante todos los ciclos, lo cual evita la necesidad de tener que disponer de tanques de agitación secundaria.

La diferencia fundamental con el sistema convencional de fangos activados es que, en éste, los procesos se realizan simultáneamente en tanques separados (reactor biológico y decantador secundario), mientras que en el SBR, los procesos tienen lugar secuencialmente en el mismo tanque.

Las cinco etapas que configuran el sistema SBR son:

1. Fase de llenado
2. Fase de reacción.
3. Fase de sedimentación.
4. Fase de vaciado
5. Fase inactiva

1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO

1.3.1 INTRODUCCIÓN

Las plantas de tratamiento de aguas residuales convencionales han estado tradicionalmente orientadas a la eliminación de la MO carbonosa y de los SS, y en general, han prestado poca atención a los compuestos nitrogenados y fosforados.

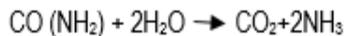
En el caso concreto del nitrógeno, su presencia en las aguas residuales es perjudicial para los cauces receptores, por los siguientes motivos:

- 1.- Los compuestos de nitrógeno en forma orgánica (N_{org}) o como amoníaco (NH_3) producen un consumo de oxígeno que puede llegar a reducir la presencia de oxígeno disuelto en los ríos por debajo de los valores necesarios para la vida piscícola.
- 2.- Los nitritos (NO_2) y el amoníaco son altamente tóxicos para los peces. La solución para estos dos problemas es la oxidación de los compuestos nitrogenados orgánicos y del amoníaco (nitrificación),
- 3.- El nitrógeno, junto con el fósforo, es un factor de eutrofización. La solución en este caso es la eliminación del nitrógeno del agua residual (desnitrificación).

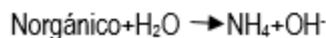
1.3.2 LOS COMPUESTOS DEL NITRÓGENO EN EL AGUA RESIDUAL

El origen principal del nitrógeno del agua residual urbana son las proteínas ingeridas por las personas en su alimentación, las cuales llegan al agua fundamentalmente como urea $[CO(NH_2)_2]$.

En las redes de alcantarillado la urea es rápidamente hidrolizada, desdoblándose en los iones de amonio (NH_4) y oxhidrilo (OH), según las siguientes ecuaciones.



Asimismo, los compuestos de nitrógeno orgánico son también hidrolizados total o parcialmente por bacterias y convertidos, igualmente, en amonio, según la siguiente ecuación:



Por este motivo, la mayor parte del nitrógeno influente a una EDAR se encuentra en forma no oxidada. A la totalidad del nitrógeno no oxidado, es decir, la suma del nitrógeno orgánico ($N_{orgánico}$) amoniacal ($N-NH_4$), se le conoce como Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK)

$$NTK = N_{orgánico} + N-NH_4$$

Eventualmente puede llegar en el influente de una depuradora parte del nitrógeno oxidado, proveniente de vertidos industriales o de infiltraciones de la red. Entonces, el nitrógeno total (Nt) influente a la EDAR sería:

$$Nt = NTK + N-NO_2^+ + N-NO_3^+ = N_{orgánico} + N-NH_4^+ + N-NO_2^+ + N-NO_3^+$$

En una depuradora con tratamiento biológico convencional sin nitrificación, la mayoría de los compuestos orgánicos del nitrógeno son hidrolizados a amonio. Una parte es utilizada por las bacterias (el 12% de la biomasa es nitrógeno) y por lo tanto retirado del sistema con los fangos en exceso y el resto es vertido al cauce como nitrógeno amoniacal.

En una planta nitrificación, el nitrógeno amoniacal no empleado por la biomasa es convertido a nitratos, si bien el contenido total de nitrógeno en el efluente sigue siendo prácticamente el mismo.

En una planta con nitrificación y desnitrificación, los nitratos son transformados en nitrógeno gas (N_2) y, por tanto, pasa a la atmósfera, eliminándose del vertido.

En la siguiente figura (Figura 2) puede verse el esquema del proceso de nitrificación-desnitrificación.

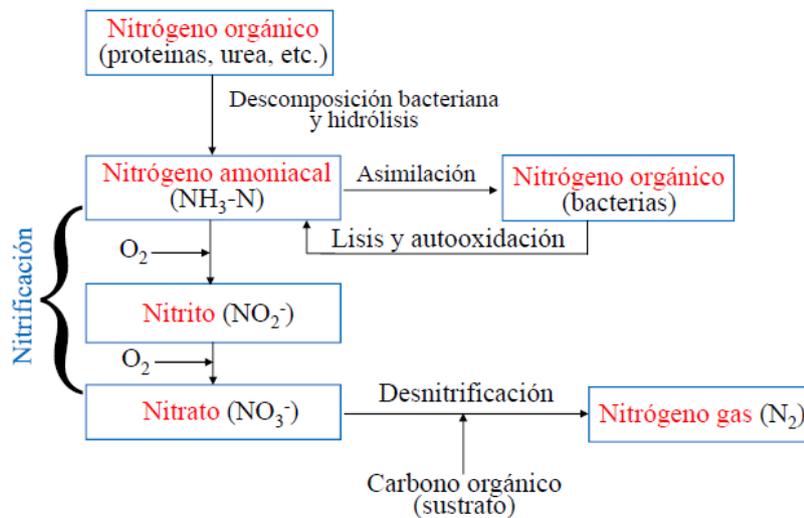


Figura 2 Proceso de nitrificación- desnitrificación. (Polo & Torrecillas, Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales, 2007-2010)

No obstante, y pese a los procesos de nitrificación- desnitrificación, siempre queda en el efluente de la depuradora una pequeña cantidad de nitrógeno orgánico (1-2 mg N_{org}/l) que corresponde a los compuestos disueltos difícilmente biodegradables (DBO₅ refractarias). (Jaume, 2011) (Jaume, 2011)

1.3.3 PROCESO DE NITRIFICACIÓN

El proceso mediante el cual NTK presente en el agua residual bruta o decantada se convierte a nitrato se conoce como nitrificación biológica. La nitrificación es un proceso autotrófico, que sucede en condiciones aerobias, en el que la energía necesaria para el crecimiento bacteriano la obtienen los microorganismos (autótrofos) de la oxidación de compuestos del nitrógeno (principalmente del amoníaco).

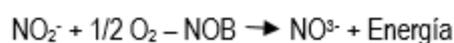
El proceso de nitrificación del nitrógeno amoniacal se realiza en dos etapas, en el que toman parte dos familias de microorganismos: las bacterias oxidantes de amonio (AOB), principalmente de los géneros Nitrosomas, Nitrosospira, Nitrosolobus y Nitrosovibrio, y las bacterias oxidantes de nitrito (NOB), principalmente pertenecientes a los géneros Nitrobacter y Nitrospira.

En la primera etapa el amonio se oxida a nitrito, y en la segunda, el nitrito se oxida a nitrato. Las reacciones de conversión son las siguientes:

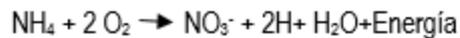
1ª Etapa (nitritación):



2ª Etapa (nitratación)



Los Nitrosomas y los Nitrobacter utilizan la energía liberada en estas reacciones para el crecimiento y mantenimiento celular. La reacción energética global se representa en la siguiente ecuación:



Esta ecuación tiene las siguientes características:

- Precisa un elevado consumo de oxígeno: la oxidación de 1 g de N- NH_4^+ precisa 4,57 g de O_2 .
- Se produce una fuerte acidificación: 1 mol de N- NH_4^+ forma 2 moles de H^+ .
- Por cada mg de N- NH_4 , oxidado se consumen 7.14 mg de alcalinidad como CO_3Ca .

Para alcanzar la nitrificación lo único que se precisa es mantener las condiciones adecuadas para el crecimiento de los microorganismos nitrificantes. Esto se puede conseguir mediante cualquiera de los sistemas biológicos de cultivo en suspensión o de cultivo fijo. En los sistemas de cultivo fijo se suele conseguir reduciendo la carga aplicada.

La aparición del proceso de nitrificación en el seno de los tratamientos biológicos aerobios, necesita de los siguientes factores:

Edad del fango elevada.

Existe una edad mínima para obtener una nitrificación estable, que está en función de la temperatura existente en el reactor biológico.

La edad del fango disminuye cuando la temperatura se incrementa, lo que produce nitrificaciones incontroladas en sistemas no diseñados para nitrificar en épocas de altas temperaturas.

Aportación suplementaria de oxígeno.

El desarrollo del proceso de nitrificación exige una aportación suplementaria de oxígeno. Además, es necesario un nivel de O_2 disuelto alto en el reactor biológico, del orden de 2 mg/L.

Deficiencias en la aportación de oxígeno, producen un proceso de nitrificación inestable.

pH y alcalinidad

El pH influye sobre el crecimiento de las bacterias autótrofas, situándose el óptimo entre 7,2 y 8,5. Para un pH de 6,5, las tasas de crecimiento será la mitad que para un pH de 7,2.

Asimismo, como ya se ha señalado anteriormente, la nitrificación consume alcalinidad, necesitándose 7,14 uds. De alcalinidad (expresada en CO_3Ca), por cada unidad de NH_4^+ oxidado a nitrato. La alcalinidad en el reactor biológico debe ser siempre superior a los 40 g/l (expresado en CO_3Ca), si bien por seguridad se toma 100 g/l.

En caso de que el proceso de nitrificación se combine con uno de desnitrificación, este último permite recuperar aproximadamente el 50% de la alcalinidad consumida en la nitrificación.

1.3.4 ESQUEMAS FUNCIONALES PARA LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL NITRÓGENO

Con carácter general, todos los procesos deben de cumplir las siguientes condiciones:

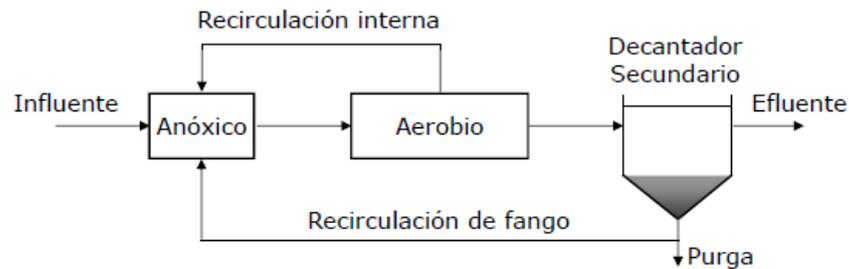
- Debe haber zonas con ausencia de oxígeno en las que con una agitación adecuada se pongan en contacto los fangos y el agua residual.
- Debe haber demanda de oxígeno suficiente de las bacterias heterótrofas.

Son muy numerosas las soluciones que se han venido ensayando durante los últimos años para conseguir una adecuada desnitrificación.

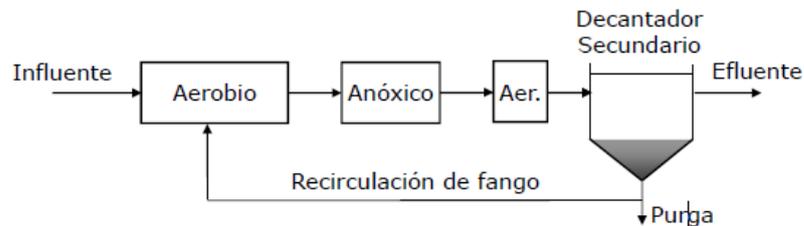
- Con zona anóxica separada: Ludzack-Ettinger modificado, post-desnitrificación, BARDENPHO, etc.
- Sin zona anóxica separada: Nitrificación y desnitrificación simultáneas, canal de oxidación, aireación Intermitente.

Con zona anóxica separada:

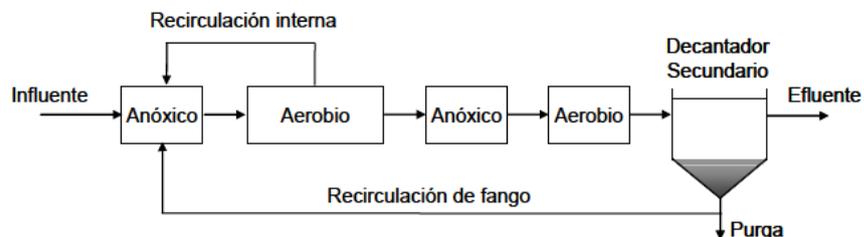
- Esquema Ludzack-Ettinger modificado



- Esquema de Post-desnitrificación

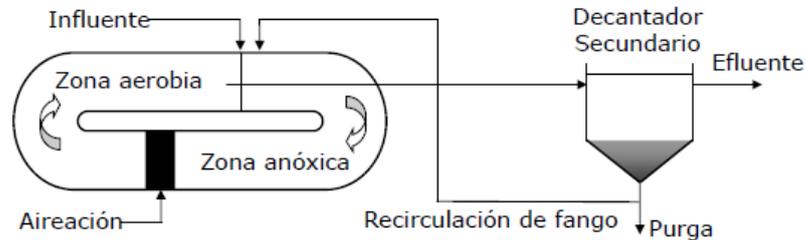


- Esquema BARDENPHO



Esquemas sin zona anóxica separada.

- Esquema Canal de Oxidación



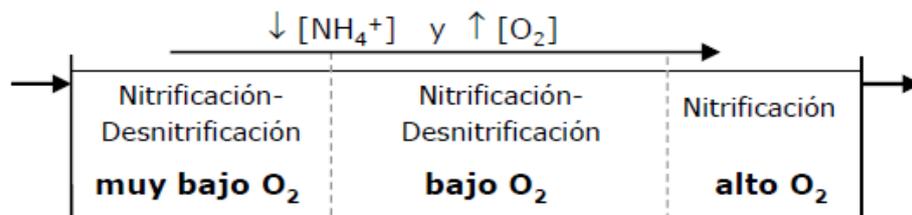
- Nitrificación-desnitrificación simultáneas:

Los dos procesos tienen lugar en el mismo reactor. Son sistemas con tiempos de retención celular elevados y zonas con altas y bajas concentraciones de O_2 .

Se pueden producir bajas concentraciones de O_2 debido a:

Gradiente de $[O_2]$ dentro del floculo: Se produce la nitrificación en el exterior del floculo y la desnitrificación en el interior del floculo.

Configuración del reactor:



Se puede desnitrificar hasta el 50 % del nitrato producido. Es difícil estimar el grado de nitrificación-desnitrificación del sistema. Posible riesgo de problemas de sedimentabilidad del fango

- Aireación intermitente:

Un único reactor en el que se crean distintas condiciones con la operación del sistema de aireación.

1.4 RESQUISITOS DE EFLUENTES EN LAS DEPURADORAS URBANAS

Los requisitos que deben cumplir, tanto los vertidos como las instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas, para que sean conformes a lo dispuesto en la Directiva 91/271/CEE aparecen descritos en las letras B y D de su Anexo I, y en los cuadros 1, 2 y 3 de este último.

En la Tabla 1 aparece resumido dichos requisitos.

Tabla 1. REQUISITOS DE LOS EFLUENTES DE LAS DEPURADORAS URBANAS.

Parámetro	Concentración (media diaria máxima)	Porcentaje mín. de reducción (%)	Método de medida de referencia
DQO	25 mg O ₂ /l	75	Muestra homogeneizada, sin filtrar ni decantar. Dicromato potásico
DBO ₅	125 mg O ₂ /l	70-90	Muestra homogeneizada, sin filtrar ni decantar. Determinación del oxígeno disuelto antes y después de 5 días de incubación a 20 ± 1° C, en completa oscuridad. Aplicación de un inhibidor de la nitrificación
SST	35 mg/l	90	Filtración de una muestra representativa a través de una membrana de filtración de 0,45 micras. Secado a 105 °C y pesaje. - Centrifugación de una muestra representativa (durante 5 min como mínimo, con una aceleración de 2.800 a 3.200 g), secado a 105° C y pesaje

Hasta fechas relativamente recientes, el objetivo principal de las plantas de tratamiento de aguas residuales venía siendo la eliminación de los compuestos de carbono orgánico. Sin embargo la tendencia actual es incluir la eliminación del nitrógeno y/o fosforo.

Las concentraciones permisibles en las aguas tratadas dependen de las características del medio receptor, estableciéndose en la Directiva 98/15/CE los valores máximos para zonas sensibles que se indican en la tabla 2.

Tabla 2. REQUISITOS DE LOS EFLUENTES DE LAS DEPURADORAS URBANAS.
Zonas sensibles eutróficas

Parámetro	Concentración (media diaria máxima)	Porcentaje mín. de reducción (%)	Método de medida de referencia
P total	2 mg/l (10.000-100.000 h-e) 1 mg/l (>100.000 h-e)	80	Espectómetro de abs. Molecular.
N total	15 mg/l (10.000-100.000 h-e) 10 mg/l (>100.000 h-e)	70-80	Espectómetro de abs. M.olecular.

1.5 REUTILIZACIÓN DE LAS AGUAS

La aprobación de la Directiva Marco del Agua supone un reto para la gestión del agua, ya que obliga a alcanzar el objetivo ambicioso de cumplir con el buen estado de las aguas antes de 2015. Esta exigencia es compleja para España ya que tiene un clima mayoritariamente seco en el que se repiten cíclicamente periodos de sequía más o menos prolongados. Por otro lado, el desarrollo social supone un incremento de la demanda hídrica como consecuencia del aumento de la población y de la actividad tanto industrial como agrícola.

La buena gestión del agua obliga a satisfacer ambos requerimientos, es decir, proporcionar los medios para cubrir las necesidades de agua y a la vez proteger las aguas de modo que alcancen el buen estado, al menos que no se deterioren. Para ello es preciso acometer cambios en el modelo de gestión que fomenten el ahorro y eficiencia del uso, por ejemplo, buscando fuentes alternativas de agua.

Las aguas depuradas y posteriormente regeneradas son una fuente alternativa de agua que es segura tanto desde el punto de vista de calidad como de cantidad. Aportan recurso de buena calidad sin necesidad de extraerlo del medio ambiente, de modo que se conserva el estado cuantitativo de las aguas lo que contribuye a proteger tanto el estado ecológico como el químico. Por ello la reutilización de las aguas depuradas debe de ser una línea estratégica de actuación dentro de cualquier Plan de Gestión de Cuenca, así lo propone también la Directiva Marco del Agua.

Tradicionalmente el aprovechamiento más frecuente de las aguas residuales de origen urbano ha sido el riego de cultivos en zonas áridas y semiáridas a los que aportan agua y nutrientes en cantidades significativas. Sin embargo, los seres patógenos presentes en ellas son un riesgo sanitario que deben de ser prevenidos mediante técnicas de depuración y regeneración.

En la Región de Murcia existe casi un centenar de EDAR's distribuidas por todo el territorio que tratan 103,5 hm³ al año con una capacidad total superior a medio hectómetro de agua tratada al día.

Los datos de depuración de aguas residuales contrastan con las concesiones de reutilización otorgadas por la Confederación Hidrográfica del Segura que en la Región de Murcia suponen un aprovechamiento para el riego de 73,8 hm³/año, asignado a 48.688 hectáreas; esta superficie representa el 25,8% del regadío murciano (Caballero, 2010).

2 ANTECEDENTES Y OBJETO DEL PRESENTE TRABAJO

2.1 ANTECEDENTES

Dentro de las funciones que tiene encomendadas la Dirección General del Agua de auxilio a las corporaciones locales en materia de saneamiento y depuración de sus poblaciones y, de acuerdo con la prioridad que establece la legislación vigente (Directiva 91/271/CCE), es necesario resolver el problema de la depuración de las aguas residuales de la pedanía de Ramonete, en el T.M. de Lorca.

En la actualidad, los lugares y poblados a los cuales pretende dar servicio la EDAR que se diseña (Ramonete, Los Curas, Las Lebrilleras, Puntas de Calnegre, etc.), no disponen de instalación adecuada de tratamiento de sus aguas residuales, existiendo a lo sumo una vieja depuradora en Las Lebrilleras, en desuso, por lo que los vertidos se producen en fosas sépticas o pozos ciegos. Los análisis practicados a las aguas las caracterizan como residuales urbanas de origen doméstico.

2.2 OBJETO

El objeto del presente Proyecto es la definición de las instalaciones necesarias en la **Estación Depuradora de Aguas Residuales de Ramonete (Lorca)** para proporcionar un tratamiento de depuración suficiente a las aguas residuales de la pedanía, de tal forma que se dé cumplimiento a los límites de concentración de parámetros de vertido al Domino Público Hidráulico señalados en el apartado 1.4 de la presente memoria, o a los de reutilización del Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

Se deberá cumplir el pliego de condiciones de índole técnico de la Dirección General del Agua en el que se establece los datos de partida y los requisitos del efluente establecidos en el punto 6.2 y el proceso de depuración a seguir punto 4.2.

Se pretende conseguir una depuradora capaz de tratar el caudal estimado del proyecto con pretratamiento completo, tratamiento secundario avanzado (eliminación de nitrógeno), tratamiento de fangos y desodorización. A la salida de la decantación secundaria y con el objetivo de poder reutilizar las aguas depuradas en la agricultura, se prevé la ejecución de un sistema de tratamiento Terciario.

El R.D 1620/2007, delimita y fija las condiciones que ha de reunir el agua residual depurada para su reutilización con seguridad sanitaria a los cultivos hortofrutícolas, siendo éstos los generalmente implantados en la zona.

La incorporación de los procesos biológicos de eliminación de nutrientes y de una filtración terciaria a la línea de tratamiento, unida a una desinfección por rayos ultravioleta e hipoclorito, permite, con garantías, la reutilización del agua de salida de esta depuradora con fines agrícolas.

Son, por tanto, objeto del presente trabajo el diseño de los procesos e instalaciones desde el punto de llegada del agua bruta hasta su restitución a la rambla, incluyendo el tratamiento de fangos que se derive de la

depuración del agua a tratar.

3 BREVE DESCRIPCIÓN DE LA ZONA DE ACTUACIÓN

Lorca es una ciudad y municipio español de la Región de Murcia situado en el sureste de la Península Ibérica. Es la tercera población en importancia de la Región de Murcia tras Murcia y Cartagena, con 92.865 habitantes (INE 2012); de ellos, 59.683 habitantes corresponden al casco urbano y el resto a sus numerosas pedanías, distribuidas a lo largo y ancho de los 1.675 km² de término municipal, el segundo más extenso de España tras el de Cáceres (<http://www.lorca.es>).

El término municipal de Lorca, geográficamente y territorialmente expresado, podemos dividirlo en tres grandes áreas. Estas tres áreas son: las tierras altas del norte, la depresión prelitoral y las llanuras costeras.

Ramonete, la pedanía donde se llevará a cabo el diseño de las instalaciones (Figura 3), es una de las dos pedanías costeras del término municipal de Lorca, con 57.343 Km² y 967 habitantes, se caracteriza por un poblamiento disperso a lo largo de la carretera nacional y la carretera que lleva a Puntas de Calnegre. Su economía de basa en la producción de cultivos de invernadero, sobre todo tomate.

Esta pedanía formada por fincas agrícolas llamadas «casas» se encuentra en la ribera de la rambla de Ramonete a cinco kilómetros de la costa, en el entorno de este paisaje agrícola se encuentran las poblaciones de Los Curas, Las Librilleras y Cañada de Gallego, en la desembocadura y de forma dispersa se encuentran las «casas» de Planas, Alto Lomo, de Los Tiranos, Parazuelos, Colorada y del Cazador, estando a una distancia entre 2 kilómetros y 600 metros del litoral. La rambla de Ramonete es un nexo de unión natural entre uno de los conjuntos naturales más importantes de la Región de Murcia y que engloba buena parte de la bahía de Mazarrón a lo largo de unos 30 kilómetros de litoral, al norte de la rambla de Ramonete estos espacios naturales son la sierra de Las Moreras, rambla de Villalba y El Hondón, las playas de Cabezo de la Pelea, Covaticas y rambla de Pastrana, así como las lomas litorales de Percheles, Parazuelos, Pimentón y Ceperos, al sur de la rambla se encuentra la cadena montañosa del Lomo de Bas y el litoral de Calnegre, así como la Marina de Cope y el cabo Cope.

En los últimos años, la economía de Ramonete ha pasado a ser una economía con una gran producción de cultivos de invernadero, aunque ahora comienzan a aparecer sus posibilidades turísticas, lo cual está levantando grandes expectativas de cara al futuro.

Respecto al clima, Ramonete tiene un clima cálido propio del Sureste peninsular. Las características de este clima se deben a la situación del municipio en el Sureste, a la que no llegan las borrascas atlánticas. Los frentes húmedos del Oeste descargan el agua al chocar con las Cordilleras Béticas, las cuales separan la zona de Lorca de la depresión del Guadalquivir, por la que penetran los vientos húmedos del Atlántico. Las precipitaciones se suelen producir de forma torrencial, cayendo en su mayor parte en unos pocos días de otoño o primavera, siendo los veranos muy secos. El predominio de días soleados hace que la temperatura media anual sea entre 17° y 18°C.



Figura 3 Mapa de situación de Ramonete, Lorca (Murcia). (<http://www.lorca.es/>)

Antes del año 2000, la mayoría de las EDAR de la Región eran de tipo lagunaje o estaban obsoletas, es a partir de dicho año cuando comienza la ejecución del Plan Director de Saneamiento, que ha modificado totalmente la situación de la depuración en la Región, (PEDRO SIMÓN ANDREU) Debido a este motivo y debido al crecimiento de la población costera en la época estival, hace que se convierta en una zona de interés para la implantación de una depuradora.

4 JUSTIFICACIÓN DE LA SOLUCIÓN ADOPTADA

4.1 PLANTEAMIENTO GENERAL

Con este apartado se pretende dar una visión global de la justificación a la solución presentada, planteando las bases que determinarán las decisiones tomadas con respecto a los aspectos técnicos, funcionales y económicos.

Evidentemente se mantiene un marco de actuación que viene determinado por las bases de partida, resultados a obtener, emplazamiento elegido. Además, se perseguirán los siguientes objetivos:

- Definir la solución más idónea, en cuanto a la línea de proceso adoptada, con un dimensionamiento generoso de los diferentes parámetros de funcionamiento.
- Las instalaciones incluidas en el presente Trabajo están constituidas por equipos convencionales, cuya solvencia ha sido sobradamente comprobada en plantas similares a las que en este Trabajo se presentan.
- Ofrecer una implantación de la obra que conjugue armoniosamente el aspecto estético con el aspecto funcional.
- Ajustar las unidades de la Planta al espacio que ofrece la parcela.
- Mantener un equilibrio racional entre costes de primera inversión y los costes de operación y mantenimiento.
- Establecer una calidad de equipamiento y obra civil acorde con el nivel de prestaciones de este tipo de instalaciones
- Optimizar la flexibilidad de la E.D.A.R. mediante la estandarización de los equipos de las diferentes instalaciones que realicen trabajos similares.
- Los elementos fundamentales se colocarán con una unidad de repuesto activo.
- Se instalará un equipo de desodorización para eliminar olores del aire procedente del edificio en el que se encuentran las unidades de pretratamiento y tratamiento de fangos.

4.2 LÍNEA DE TRATAMIENTO PROPUESTA

A continuación se presenta la Solución adoptada para la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Ramonete:

4.2.1 LÍNEA DE AGUA

El pretratamiento se dimensionará para un caudal máximo hidráulico de 208 m³/h, mientras que el tratamiento biológico podrá tratar un caudal punta de 100 m³/h. Esto se debe a que el pretratamiento está diseñado para el doble de caudal que entra en la planta, mientras que en el tratamiento biológico y el tratamiento terciario se determina la necesidad de tener en cuenta una previsible ampliación. En caso de que se produjera un exceso

de caudal debido a una pluviometría puntual alta, el agua será vertida a la rambla, al menos pretratada. Se determina la necesidad de tener en cuenta una previsible ampliación de la planta depuradora por lo que se ha considerado tal posibilidad. Esta ampliación consistirá en:

- Construcción de un segundo reactor
- Construcción de un segundo decantador.
- Construcción de un segundo T. Terciario.

El agua residual bruta llegará a la E.D.A.R. a través de un colector general de PVC corrugado, de DN-630 mm. Existirá un by-pass general de la planta por el que se verterán a la rambla del Ramonete los excedentes de caudal que no puedan asumirse debido a la capacidad de diseño de la misma, o en caso de que alguna anomalía impida bombear el caudal de llegada a la E.D.A.R.

El agua bruta entrará en la planta a través de una obra de llegada, con un pozo de **Muy Gruesos** en el que se retirarán los residuos más voluminosos y una arqueta de **Bombeo**. Una reja de predesbaste impedirá que sólidos de gran tamaño (>30 mm) alcancen las etapas posteriores, preservando así la integridad de las bombas de elevación. Se instalarán tres bombas (2+1 de reserva) independientes con el fin de elevar el agua hasta la cota que permitirá seguir el proceso de depuración por gravedad.

La línea del pretratamiento estará dotada de:

- Desbaste de muy gruesos, con reja de limpieza manual.
- Bombeo de agua bruta.
- Desbaste de gruesos mediante reja automática autolimpiante y tamiz rotativo.
- Canal de by-pass del desbaste, provisto de reja manual.
- Tubería de by-pass del tamizado.
- Desarenado-desengrasado en canal aireado mediante soplantes con difusores de burbuja gruesa.
- Canal de by-pass del desarenador.
- Aliviadero para derivar el caudal que exceda del caudal punta en tiempo seco a la salida del desarenador-desengrasador.
- Clasificador de arenas y concentrador de grasas procedentes del desengrasador y de la extracción de flotantes de la decantación secundaria.
- Medida y regulación de caudal a tratamiento biológico.

El Tratamiento Biológico consta de una línea compuesta por los siguientes elementos:

- Depósito de Homogeneización de 62,5 m³ de capacidad, para garantizar un licor uniforme de entrada al reactor. Tiempo de retención de 1,5 h. Dotado con un agitador sumergible que favorezca la mezcla y homogeneización del fluido.
- Reactor biológico de aireación prolongada, tipo carrusel, en el que se alternan zonas aerobias con anóxicas con el objetivo de realizar el proceso de nitrificación-desnitrificación. Estará provisto de los equipos necesarios para la aireación y circulación del agua (rotores y aceleradores de corriente).

- Decantador secundario con puente radial, en el que sedimenten los fangos biológicos
- Recirculación de fangos al biológico mediante bombeo y purga de los fangos en exceso.
- Extracción de flotantes del decantador y bombeo hacia el concentrador de grasas en el edificio de Pretratamiento.
- Arqueta de Derivación, que recibe las aguas del Decantador para enviarlas al T. Terciario o al Canal de Cloración, by-passeando dicho tratamiento pero proporcionando la posibilidad de desinfectar mediante dosificación de hipoclorito.
- Canal de Cloración para asegurar el tiempo de contacto necesario entre el hipoclorito sódico y el agua tratada, de tal forma que se garantice la desinfección. Diseñado para conseguir 20 minutos de contacto a caudal punta.
- Tubería de by-pass de dicho canal.
- Medida de caudal de agua tratada.
- Arqueta de llegada a la rambla, con una salida preparada para cuando decida reutilizarse el agua tratada en el T. Terciario.

Dicho tratamiento Terciario está compuesto por los siguientes elementos:

- Depósito de regulación, para absorber las puntas de caudal de entrada y permitir un funcionamiento continuo y uniforme de los equipos de filtración y desinfección. Con capacidad suficiente como para adaptar el funcionamiento del T. Terciario a los periodos de menor coste eléctrico y optimizar así el gasto energético de la planta. Permite, además, reducir los ciclos de encendido-apagado de las lámparas UV, lo que prolongará considerablemente su vida útil, reduciendo los costes de explotación. Está dotado de un agitador sumergible para provocar un flujo circulatorio del agua, evitando la deposición de sólidos al mantenerlos en suspensión.
- Bombeo a Filtro de Telas con dos bombas sumergibles (1+1 de reserva) dotadas de variador de velocidad.
- Filtro textil.
- Desinfección por UV e hipoclorito sódico, mediante el sistema Doscontrol, que garantiza el nivel de desinfección deseado, optimizando el consumo de energía y reactivos.

4.2.2 LÍNEA DE FANGOS

El tratamiento de fangos, previamente estabilizados, tiene por objeto la eliminación de gran parte de su contenido de agua. Para ello se llevan a cabo las siguientes operaciones unitarias:

- Espesamiento por gravedad de los fangos en exceso (1 ud)
- Bombeo de fangos espesados a centrifuga (1+1 ud reserva)
- Acondicionamiento químico de los fangos.
- Deshidratación mecánica mediante centrifugas (1 ud). Se dimensionará para un tiempo de funcionamiento 3 horas /día, 5 días a la semana.

- Bombeo de los fangos deshidratados (1 ud)
- Almacenamiento de los fangos deshidratados en una tolva.

4.2.3 LÍNEA DE AIRE

Desodorización por carbón activo situada de manera general en el edificio de pretratamiento y sala de deshidratación, y extracciones puntuales situadas en el espesador por gravedad, tolva, centrifuga y pozo de bombeo.

5 ASPECTOS GENERALES DE LA DEPURADORA DISEÑADA

5.1 CARACTERÍSTICAS DEL EMPLAZAMIENTO

5.1.1 EMPLAZAMIENTO

La parcela sobre la que se ubicará la E.D.A.R., es una parcela aportada por el Ayto. de Lorca, de unos 8.400 m², situada en el paraje de Los Curas, junto a la rambla del Ramonete, con acceso desde la Ctra. RM-D21 de Ramonete a Puntas de Calnegre (Figura 4). Está exenta de especies vegetales de interés.

. Las coordenadas UTM del centro de parcela son:

UTM ETRS-89:

X=638.295

Y=4.154.770

UTM ED-50:

X=638.406

Y=4.154.977



Figura 4 Emplazamiento parcela de la futura EDAR.

5.1.2 TOPOGRAFÍA

Morfológicamente la parcela es plana, con una pendiente similar a la de la rambla (2,20 %) y con cotas que van desde la 79,50 en su punto más alto, hasta la 77,00 en el punto más bajo.

5.2 EDIFICACION

5.2.1 EDIFICIO DE PRETRATAMIENTO Y DESHIDRATACIÓN

Como su propio nombre indica en este edificio se albergará el pretratamiento, una sala de deshidratación para los fangos, una sala eléctrica, una sala para albergar el grupo electrógeno y un taller con aseo para los operarios.

5.2.2 EDIFICIO DE ULTRAVIOLETA

Contendrá los módulos de radiación Ultravioleta, el módulo de desinfección Dos-Control y el grupo de presión para la red de agua industrial de la planta.

5.2.3 EDIFICIO DE CONTROL

Alberga un vestíbulo de entrada, sala de control, laboratorio, despacho, vestuario y aseo.

6 DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO

6.1 OBJETO

El objeto del presente apartado es el de justificar los cálculos realizados para el dimensionamiento de la planta y equipos necesarios de la E.D.A.R. de Ramonete (Lorca), de tal forma que se consigan los niveles y rendimientos de depuración deseados, en función de las características previstas del agua residual influente a la planta.

6.2 DATOS DE PARTIDA

6.2.1 CAUDALES Y POBLACIÓN EQUIVALENTE

Tabla 3.Caudales		
Caudal medio diario	1.000,00	m ³ /día
Caudal medio	42,00	m ³ /h
Caudal punta pretratamiento	200,00	m ³ /h
Caudal punta R. Biológico y Terciario	100,00	m ³ /h

Tabla 4. Población		
Dotación	175	l/hab./día
Población de diseño	7916,6	hab.equiv.

6.2.2 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

DQO	700	mg DQO/l
DBO ₅	475	mg DBO/l
SST	500	mg/l
NKT	80	mg N/l
P _{TOTAL}	12	mg P/l

6.2.3 RESULTADOS A OBTENER

6.2.3.1 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A LA SALIDA DEL TRATAMIENTO SECUNDARIO

Características del agua a la salida del tratamiento secundario:

Tabla 6. Características del agua a la salida del tratamiento secundario		
Concentración DBO ₅ salida del Tratamiento Secundario	≤25	mg/l
Concentración SS salida del Tratamiento Secundario	≤35	mg/l
Concentración DQO salida del Tratamiento Secundario	≤125	mg/l
Concentración N _{TOTAL} salida del Tratamiento Secundario	≤15	mg/l

Características del agua a la salida del tratamiento terciario:

Tabla 7. Características del agua a la salida del tratamiento terciario		
SS	≤ 5	mg/l
Turbidez a la salida del Tratamiento Terciario:	≤ 2	NTU
Coliformes totales a la salida del tratamiento terciario	≤ 2,2	ufc/100 ml
Máximo puntual	≤ 20	ufc/100 ml
Inactivación de virus de 4 logaritmos basado en polivirus	≥ 99,99	%
Huevos de nemátodos intestinales	≤ 0,1	huevo/l
Sin olor detectable		

6.2.3.2 CARACTERÍSTICAS DEL FANGO

Tabla 8. Características del fango a la salida.	
Sequedad fangos deshidratados	≥ 22%
Estabilidad (% en sólidos volátiles)	≥ 70%
SSVB (%)	<35%

6.3 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE ENTRADA

6.3.1 HIPÓTESIS DE PARTIDA

Debida a la carencia de datos del influente, caracterizamos el agua partiendo de hipótesis obtenidas del software Desass.

- **DQO**

$$DQO = DQO_{\text{SOLUBLE}} + DQO_{\text{SUSPENDIDA}}$$

$$DQO_{\text{SOLUBLE}} = 39,6 \%$$

$$DQO_{\text{SUSPENDIDA}} = 60,4 \%$$

Siendo:

$$DQO = DQO \text{ de la muestra sin filtrar}$$

$DQO_{sol} = DQO$ de la muestra filtrada

- **DBOlim**

$DQO = DBO_{LIMITE} + \text{Materia inerte}$

$DBO_{LIMITE} = DBO_{LIMITE\ SOLUBLE} + DBO_{LIMITE\ SUSPENDIDA}$

Siendo:

$$\text{Relación } \frac{DBO_5}{DBO_{IIM}} = 0,8$$

$$DBO_{LIMITE\ SOLUBLE} = 41,4 \%$$

$$DBO_{LIMITE\ SUSPENDIDA} = 39,6\%$$

Siendo:

$DBO_L = DBO$ límite de la muestra sin filtrar.

$DBO_{Lsol} = DBO$ límite de la muestra filtrada

- **S_I, X_I**

$$DQO_{SUSP} = X_S + X_I$$

$$DQO_{sol} = S_S + S_I$$

Siendo:

X_S = Materia orgánica suspendida lentamente biodegradable

X_I = Materia orgánica inerte suspendida

S_S = Materia orgánica soluble rápidamente biodegradable

S_I = Materia orgánica inerte soluble.

- **Sólidos suspendidos**

Siendo:

$$X_{SST} = X_{SSV} + X_{SSNV}$$

$$X_{SSV} = X_{SSVB} + X_{SSVNB}$$

$$\frac{SSVB}{SSV} = \frac{DBO_{L\ SUSP}}{DQO_{SUSP}}$$

Siendo:

X_{SST} = Sólidos suspendidos totales

X_{SSV} = Sólidos suspendidos volátiles. $X_{SSV} = 88,3\% X_{SST}$

X_{SSNV} = Sólidos suspendidos no volátiles. $X_{SSNV} = 11,7\% X_{SST}$

X_{SSVB} = Sólidos suspendidos volátiles biodegradables. $X_{SSVB} = 82,29\% X_{SSV}$

X_{SSVNB} = Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables. $X_{SSVNB} = 17,70\% X_{SSV}$

- **Nitrógeno. Fracciones.**

$N_T = N_{SOLUBLE} + N_{SUSPENDIDO}$

$N_{SOLUBLE} = NO_3^- + NH_4^+ + N_{Orgánico\ soluble}$.

$N_{SUSPENDIDO} = N_{Orgánico\ suspendido}$

Siendo:

N_T = Nitrógeno total

$N_{SOLUBLE}$ = Nitrógeno total soluble. $N_{SOLUBLE} = 80\% N_T$

$N_{SUSPENDIDO}$ = Nitrógeno total suspendido. $N_{SUSPENDIDO} = 20\% N_T$

NH_4^+ = Amonio. $NH_4^+ = 88\% N_{SOLUBLE}$

NO_3^- = Nitratos. $NO_3^- = 0\% N_{SOLUBLE}$

$N_{Orgánico\ soluble}$ = Nitrógeno orgánico soluble. $N_{Orgánico\ soluble} = 12\% N_{SOLUBLE}$

- **Fósforo. Fracciones.**

Siendo:

$P_T = P_{T\ SOL} + P_{T\ SUSP} = PO + PO_4^{3-}$

$P_{T\ SOL} = PO_{SOLUBLE} + PO_4^{3-}$

$P_{T\ SUSP} = PO_{SUSPENDIDO}$

Siendo:

P_T = Fósforo total

$P_{T\ SOL}$ = Fósforo total soluble. $P_{T\ SOL} = 60\% P_T$

$P_{T\ SUSP}$ = Fósforo total suspendido. $P_{T\ SUSP} = 40\% P_T$

PO = Fósforo orgánico

PO_4^{3-} = Fosfatos.

6.3.2 RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN

A continuación se muestran los resultados de la caracterización del influente:

DQO

DQO	700	mgO ₂ /l	S _I +S _S + X _I +X _S
DQO sol	277,20	mgO ₂ /l	S _I +S _S
DQO susp	422,80	mgO ₂ /l	X _I +X _S

DBO límite

DBOlim	593,75	mgO ₂ /l	S _S + X _S
DBOlim sol	245,81	mgO ₂ /l	S _S
DBOlim susp	347,94	mgO ₂ /l	X _S

Materia lentamente biodegradable

S_I	31,39	mgO ₂ /l	
X_I	74,86	mgO ₂ /l	

Sólidos Suspendidos

SST	500,00	mg/l	X _{SST}
SSV	441,50	mg/l	X _{SSV}
SSNV	58,50	mg/l	X _{SSNV}
SSVB	363,33	mg/l	X _{SSVB}
SSVNB	78,17	mg/l	X _{SSVNB}

Nitrógeno

NT	80,00	mgN/l	
NT sol.	64,00	mgN/l	
NT susp.	16,00	mgN/l	
NH₄	56,32	mgN/l	

Fósforo

Ptotal	12,00	mgP/l
P sol.	7,20	mgP/l
P susp.	4,80	mgP/l
PO₄	5,00	mgP/l

6.4 LÍNEA DE AGUA

La línea de agua está compuesta por los siguientes elementos:

- Llegada de agua bruta y By-pass general de la planta.
- Entrada a pozo de gruesos y predesbaste.
- Bombeo de agua bruta.
- Desbaste y tamizado.
- Desarenador-desengrasador aireado.
- Extracción y separación de arenas
- Extracción y separación de flotantes
- By-pass Desarenador y By-pass general del agua Pretratada.
- Medida de caudal de agua Pretratada.
- Depósito de Homogeneización.
- Reactor biológico tipo carrusel (1 ud).
- Decantador secundario (1 ud).
- Arqueta de Derivación
- Depósito de Regulación.
- Bombeo a Filtración.
- Medida de caudal de agua a T. Terciario.
- Filtro Textil de discos (1 ud).
- Desinfección UV (1 ud).
- Canal de Cloración (1 ud).
- Arqueta de Llegada a Rambla.

6.4.1 LLEGADA DE AGUA BRUTA Y BY-PASS GENERAL DE LA PLANTA

En la llegada del agua residual bruta se procederá a realizar una arqueta exterior al pozo de gruesos donde se ubicará una compuerta manual de aislamiento de la E.D.A.R. Desde esta arqueta se inicia el colector de By-pass de la planta. Figura 5.

La compuerta será mural de 0,60 m x 0,60 m y cierre a cuatro lados.

Parámetros de diseño

Material	PVC corrugado DN-630	mm
Cota rasante colector en llegada	75,68	m
Cota de terreno en llegada	79,50	m
Pendiente colector último tramo	0,30	%
Caudal máximo en colector	391,41	l/s
Caudal máximo a tratar	208,33	m ³ /h
Caudal máximo a aliviar depuradora sin funcionar	391,41	l/s
By-pass general a la rambla del Ramonete		
Material	PVC corrugado DN-630	mm
Cota rasante By-pass en arqueta de llegada	77,47	m
Cota rasante By-pass en llegada a la rambla	77,49	m
Lámina agua en la rambla (TR=100 años)	78,00	m

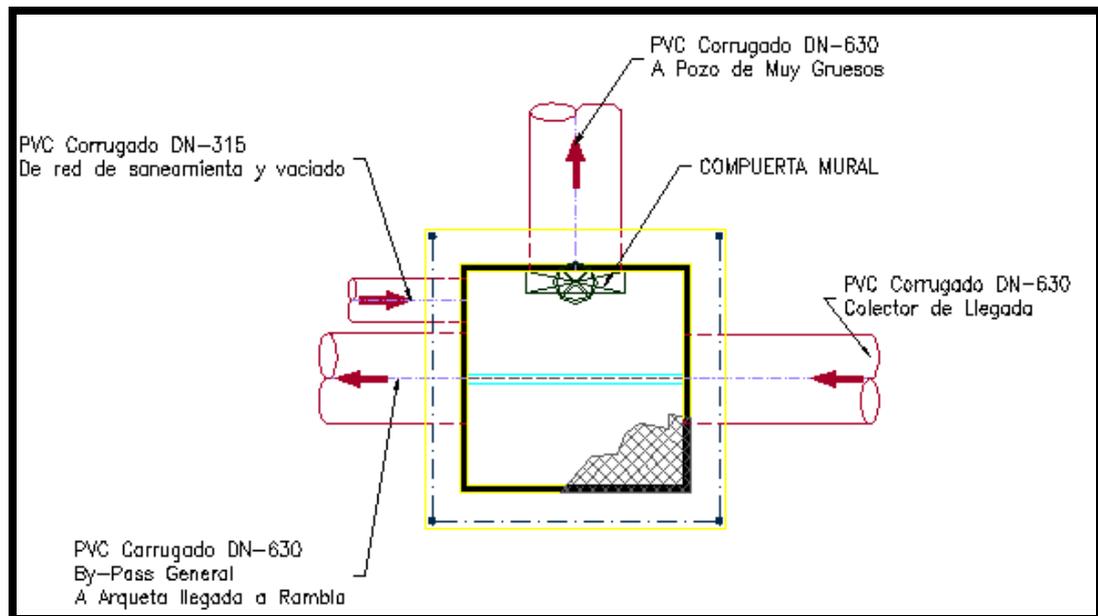


Figura 5. Planta arqueta de llegada y by-pass general

6.4.2 ENTRADA A POZO DE GRUESOS Y PREDESBASTE

La geometría del pozo de gruesos es rectangular, salvo en la zona inferior donde adquiere forma trapezoidal para que los residuos puedan ser más fácilmente retirados por la cuchara.

Se dimensiona para un tiempo de retención hidráulico superior a 0,5 min a caudal máximo hidráulico.

$$\text{Volumen necesario (m}^3\text{)} = Q_{\text{m}^{\text{áx.}}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) * t_r(\text{h})$$

Caudal máximo:	208,33	m ³ /h	
Caudal punta:	100,00	m ³ /h	
Caudal medio:	41,67	m ³ /h	
Número de pozos:	1,00	Ud	
Tiempo permanencia: >0,5 min a Q _{máx.} y >1 min a Q _p	de donde:		
Vol. mínimo a Q _{máx.} :	1,74	m ³	
Vol. mínimo a Q _p :	1,67	m ³	
Dimensiones:			
- Largo:	2,00	m	
- Ancho:	1,50	m	
- Altura recta:	1,50	m	
- Altura trapecial:	0,50	m	
Superficie planta:	3,00	m ²	
Volumen:	4,87	>1,74	m ³
La carga hidráulica en el pozo de gruesos no debe superar el valor de 300 m ³ / m ² h.			
Carga hidráulica:			
$(\text{m}^3/(\text{m}^2*\text{h})) = Q (\text{m}^3/\text{h}) / \text{Superficie de sedimentación (m}^2\text{)}$			
Carga superficial (<300):			
CSQ _{máx.} :	69,44	<300	m ³ /m ² /h

Para la recogida de los sólidos retenidos, se dota al pozo de una **cuchara bivalva** electrohidráulica, Figura 6,, actuada por un polipasto que permite la evacuación de los residuos a contenedor.

Generación de residuos :	20,00	l/1.000 heq/d
Pob. diseño EDAR Ramonete:	8.000	heq
Vol. Residuos generado:	160,00	l/d
Extracción de residuos:	Cuchara bivalva en polipasto eléctrico	
Capacidad cuchara:	100,00	l



Figura 6. Cuchara bivalva

Reja de Predesbaste:

Entre el pozo de gruesos y el de bombeo, se sitúa una reja de muy gruesos o predesbaste para realizar un primer cribado de sólidos mayores de 30 mm (que serán retirados por la cuchara bivalva) y proteger a las bombas. Las dimensiones del hueco serán de 1,00 x 1,00 m² y la limpieza se realizará de forma manual. El material será acero inoxidable AISI 316 L.

Rejilla retención residuos:	Reja Manual	
- Separación de barrotes:	3,00	cm
- Grosor del barrote:	1,20	cm
- Limpieza de rejilla:	Manual	
- Ancho total:	1,00	m
- Calado a Q _{máx} :	1,00	m
- Ancho útil:	0,500	m
- Profundidad barrotes:	6,00	cm
- Sección de paso a Q _{máx} (30% atascamiento):	0,500	m ²
- Velocidad de paso a Q _{máx} :	0,12	m/seg

Sistema de limpieza	Manual
Forma de evacuación de residuos	Cuchara bivalva

6.4.3 BOMBEO DE AGUA BRUTA

El agua residual pasa al pozo de bombeo, donde se instalan los equipos necesarios para la elevación al pretratamiento.

La elección del tipo de bomba se hará a partir de las curvas características de las mismas, escogiendo, en las condiciones normales de marcha y con el mejor rendimiento hidráulico y eléctrico posible, aquellas que proporcionen el caudal y la altura manométrica exigidos.

Serán instaladas tres (2+1) bombas centrífugas sumergibles, una de ellas de reserva.

Las bombas colocadas en el bombeo serán iguales con el fin de simplificar el mantenimiento, reducir el stock de repuestos y colocar una de reserva igual a las que se encuentra en funcionamiento.

Los datos de base para la definición del pozo son el caudal de diseño y la frecuencia de arranque de las bombas. Para evitar la sobrecarga térmica de los motores, los grupos no se deben arrancar demasiado a menudo dentro de un intervalo de tiempo. Los valores aproximados para el número máximo de arranques por hora (Z), dependen de la potencia del motor.

Potencia del motor:

0-11	kW:	Z =	20 /h
11-160	kW:	Z =	15 /h
> 160	kW:	Z =	≤ 10 /h

Como la selección de las bombas está orientada a trasegar el máximo caudal afluente y éste está sujeto a oscilaciones a lo largo del día, se debe disponer en el pozo de bombeo de un volumen de almacenamiento (volumen útil) mínimo para evitar un arranque demasiado frecuente de las bombas.

Cuanto más baja sea la frecuencia de arranque elegida, mayor será el volumen útil. Para el funcionamiento con bombas sumergidas hay que tener en cuenta que la refrigeración del motor la realiza el mismo medio que la bomba eleva por lo que la altura mínima de lámina de agua en el pozo de bombeo no debe ser nunca inferior a aproximadamente la altura que cubra unos tres cuartos del cuerpo de la bomba (utilizando camisa de refrigeración esta altura se reduce a aproximadamente la altura de la voluta de la bomba), además de evitar remolinos o fenómenos de cavitación. El volumen ocupado por esta altura mínima de lámina de agua lo denominamos volumen muerto del pozo de bombeo. Observando las recomendaciones constructivas y la mínima profundidad de inmersión de las bombas, se consigue que el volumen muerto en el pozo sea mínimo. El volumen total del pozo de bombeo es la suma del volumen útil y el volumen muerto.

El volumen útil necesario para una bomba se calcula por la fórmula siguiente:

$$V_{\text{útil}} = \frac{0,9 \cdot Q}{Z}$$

Siendo,

$V_{\text{ÚTIL}}$: volumen útil.

Q: caudal (l/s)

Z: nº de arranques por hora

El cálculo del volumen útil necesario para la perfecta conservación de las bombas se obtiene según el siguiente cuadro:

Nº de bombas instaladas

Volumen parcial

1

$$V_{\text{útil}} = \frac{0,9 \cdot Q}{Z}$$

$$2 \quad V_{\text{útil}} = 0,392 * \frac{0,9 * Q}{Z}$$

$$3 \quad V_{\text{útil}} = 0,264 * \frac{0,9 * Q}{Z}$$

El volumen útil total resulta de la suma de los volúmenes parciales. Por otra parte, se comprobará que el tiempo de estancia a caudal mínimo no supere la hora, para evitar la formación de sedimentos.

Con el resultado del cálculo de las dimensiones del pozo de bombeo se replantea el número de bombas instaladas y la potencia unitaria de cada una.

Datos de diseño:

Caudal punta	200	m ³ /h
Caudal punta tiempo seco	100	m ³ /h
Caudal medio	42	m ³ /h

Equipos de bombeo:

Líquido a bombear	Agua residual	
Tipo de bombas	Centrífugas sumergidas	
Caudal máximo a elevar:	208,33	m ³ /h
Caudal medio de elevación:	41,67	m ³ /h
Nº de bombas a instalar:	3,00	Ud
Nº de bombas en funcionamiento:	2,00	Ud
Caudal unitario:	104	m ³ /h

Accionamiento bombas:

Funcionamiento:	Automático
Sistema de control	Nivel hidrostático + boyas

Pozo de bombeo:

Frecuencia máxima de arranques	15 ud/h	ud/h
--------------------------------	---------	------

Volumen mínimo necesario:

$$V_{\text{útil}} = \frac{0,9 * Q}{Z} \quad V_1 = 1,74 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{útil}} = 0,392 * \frac{0,9 * Q}{Z} \quad V_2 = 0,68 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{min}} = V_1 + V_2 = 2,42 \text{ m}^3$$

Volumen adoptado:

Anchura:	2,00	m
Longitud:	3,50	m
Profundidad (rasante colector entrada-fondo pozo):	2,00	m
Altura muerta:	0,50	m

Profundidad útil:	1,50	m	
Volumen útil adoptado:	10,50	m ³	>Vol _{min}
Tiempo de retención Q _{min} <1h	0,63	h	
nº arranques a Q _{max} =	2		
Nº de tuberías de impulsión en servicio	2		
Diámetro	150	mm	
Q _{max} =	104	m ³ /h	
Sección=	0,0177	m ²	
Velocidad de paso=	1,64	m/s	
Altura geométrica (Hg)=	10,03	m	
Pérdidas por fricción en tubería=	0,22	m	
Pérdidas localizadas=	0,47	m	
Altura manométrica (Hm)=	10,72	m	
Potencia hidráulica necesaria:			

$$P_3(\text{kW}) = \frac{Q \left(\frac{\text{l}}{\text{s}}\right) * H_m(\text{m.c.a.})}{75 * \mu} * 0,736$$

$$P_3 = 4,34 \text{ kW}$$

Dos de las bombas llevarán variador de frecuencia electrónico.

6.4.4 DESBASTE Y TAMIZADO

6.4.4.1 REJAS DE GRUESOS:

Se dispondrá de dos canales, uno de ellos de by-pass, en los que se colocarán rejillas de gruesos, automática en el primer caso, Figura 7, y manual para el canal de by-pass.

El dimensionamiento se realiza considerando como parámetro de control fundamental en la comprobación del funcionamiento de las rejillas, la velocidad de paso del agua entre los barrotes. Por esa razón el desbaste se dimensiona para una velocidad de paso inferior a 1,4 m/s a caudal máximo. Como contrapunto, la velocidad de aproximación aconsejable es de 0,4 a 0,9 m/s., para evitar la sedimentación de arenas en el canal.

Velocidad de aproximación en el canal:

$$V_a(\text{m/s}) = \frac{Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)}{S(\text{m}^2)}$$

Siendo S la sección de paso por el canal, producto de la anchura del mismo por el calado calculado para el

caudal problema.

Velocidad de paso a través de las rejas:

$$v_p \left(\frac{m}{s} \right) = v_a \left(\frac{m}{s} \right) * \left(\frac{E+e}{E} \right) * \left(\frac{1}{C} \right)$$

E: espacio entre barrotes (mm)

e: espesor de barrotes (mm)

C: coeficiente de atascamiento. Se considera admisible que el 30% del espacio entre barrotes este ocupado por residuos, lo que supone un coeficiente de atascamiento de 0,7.

Datos de diseño

Caudal máximo hidráulico	208	m ³ /h
Caudal punta tiempo seco	100	m ³ /h
Caudal medio	42	m ³ /h
Número de rejas instaladas	1	
Número de rejas de by-pass	1	
Número de rejas en funcionamiento a caudal máximo	1	
Número de rejas en funcionamiento a caudal punta	1	
Número de rejas en funcionamiento a caudal medio	1	
Caudal máximo por línea	208	m ³ /h
Caudal máximo por línea	0,058	m ³ /s
Caudal punta por línea	100	m ³ /h
Caudal punta por línea	0,028	m ³ /s
Caudal medio por línea	42	m ³ /h
Caudal medio por línea	0,012	m ³ /s
Fracción de atascamiento admitida	30	%
Velocidad de paso máxima	1,4	m ³ /s

Definición geométrica

Ancho de canal	0,40	m
Calado a caudal máximo	0,30	m
Resguardo	0,40	m
Altura canal	0,70	m
Sección a caudal máximo	0,12	m ²
Tipo de rejas	Rectas, inclinadas	
Tipo de barras	Rectangulares	
Ancho de barra	8	mm
Espacio entre barras	15	mm

Profundidad de barras	40	mm
Número de barros	19	
Ancho útil del canal	0'25	m

Condiciones de funcionamiento :

Coefficiente de atascamiento	30%	
Velocidad de aproximación a caudal máximo	0,50	m/s
Velocidad a través de rejillas a caudal máximo	1,06	m/s

Limpieza de sólidos gruesos

Sistema de limpieza	Automático	
Localización del peine	Cara anterior	
Nº peines de limpieza	2	ud
Peso de elevación	740	kg
Potencia estimada del motor	0,5	CV
Regulación del automatismo	Temporizador y diferencia de nivel	
Generación de residuos :	25,00	l/1.000 m ³
Qdiseño=	1.000	m ³ /d
Vol. Residuos generado	25,00	(l/d)
Forma de extracción de residuos	Tornillo transportador compactador a contenedor	
Capacidad del tornillo transportador	2,00	m ³ /h

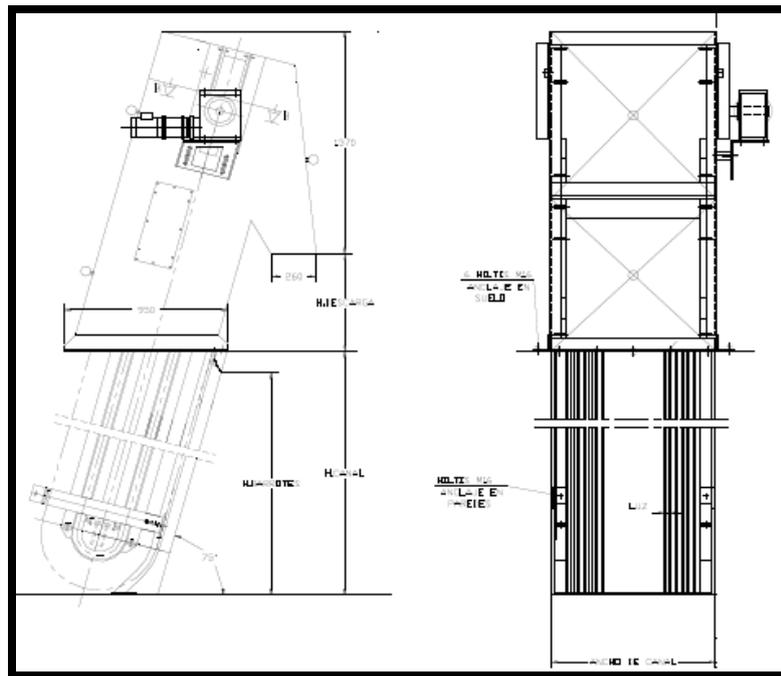


Figura 7. Reja automática

6.4.4.2 TAMIZ ROTATIVO

Después del desbaste de gruesos, los canales se unen en una arqueta de la que parte una tubería $\varnothing 250$ que alimenta el rototamiz, Figura 8. El tamizado consiste en una filtración sobre un soporte mucho más tupido que las rejas de desbaste, de manera que se establece una menor luz de paso (3 mm en nuestro caso).

Datos de diseño:

Caudal máximo	208,33	m ³ /h
Caudal punta	100,00	m ³ /h
Caudal medio	41,67	m ³ /h
Nº unidades instaladas	1,00	Ud
Nº unidades en funcionamiento	1,00	Ud
Tipo tamiz	Rotativo autolimpiable	
Modelo	GF-63090L	
Luz de malla	3,00	mm
Capacidad de paso unitaria	324,00	m ³ /h
Sistema de limpieza	Automático	
Regulación automatismo	Temporizador	
Generación de residuos	75,00	l/1.000 m ³
Qdiseño	1.000	m ³ /d

Vol. Residuos generado	75,00	l/d
Extracción de residuos	Tornillo transportador compactador a contenedor	
Capacidad del tornillo transportador	2,00	m ³ /h

La descarga se produce en tubería hacia el desarenador-desengrasador.

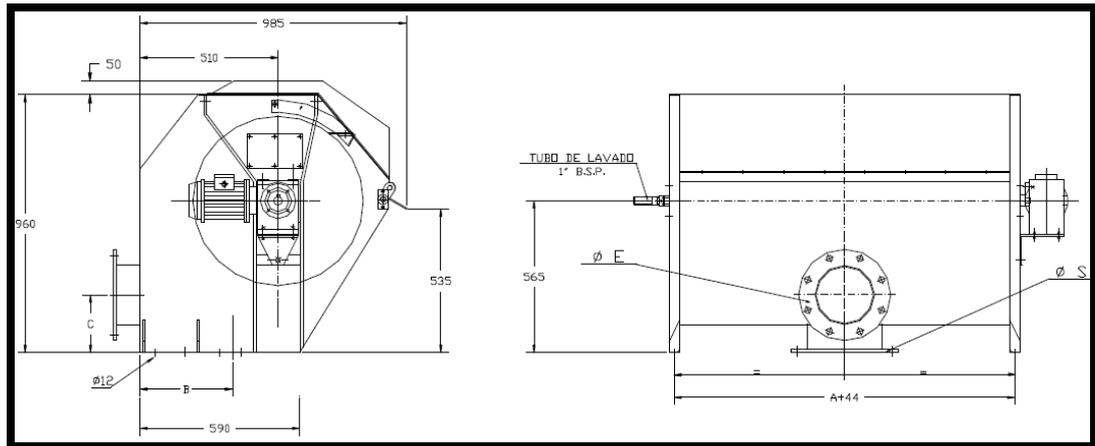


Figura 8. Rototamiz

6.4.5 DESARENADOR-DESENGRASADOR

El desarenado pretende la eliminación de las arenas de un tamaño superior a 0.20 mm con una densidad aproximada de 2,65 kg/l, en un 85-90% (Lehmann, 1997). Para ello, se disminuye la velocidad del agua aumentándose la sección de paso, de manera que las partículas más pesadas se depositen en el fondo. Esto se cumplirá siempre y cuando no se supere su velocidad crítica de arrastre, la cual se puede calcular mediante la siguiente simplificación de la ley de Stokes:

$$V_s = \frac{1}{18} g \left(\frac{\rho_a - \rho}{\mu} \right) d^2$$

V_s = Velocidad de sedimentación (m/s)

d = diámetro de la partícula

g = aceleración de la gravedad (m/s²)

ρ = densidad de la partícula (Kg/m³)

ρ_a = densidad del agua (Kg/m³)

La sedimentación de arena fina ($d < 0.01$ cm) se efectúa en forma más eficiente en régimen laminar con valores de número de Reynolds menores de uno ($Re < 1.0$).

Por medio de la inyección de aire en el desarenador se posibilita su utilización como desengrasador, al desmenuar las grasas y mejorar la flotación de las mismas. Además, se obtienen ventajas como la reducción de olores y la extracción de arenas con bajo contenido en materia orgánica. Mediante una placa deflectora se crea una zona de tranquilización donde las grasas se acumulan en superficie hasta ser evacuadas.

Los parámetros de diseño utilizados en el dimensionamiento del desarenado-desengrasado han sido los siguientes

Carga hidráulica a caudal máximo $\leq 70 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$

Tiempo de retención hidráulica $\geq 12\text{-}25 \text{ min.}$

Velocidad en el caudal a caudal máximo $< 0,15 \text{ m/s}$

La carga superficial definirá la superficie longitudinal de la unidad,

$$C_s = \frac{Q_{\text{unitario}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{S \left(\text{m}^2 \right)}$$

El volumen del desarenador vendrá dado por los tiempos de retención mínimos establecidos para una caudal punta:

$$V \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = \frac{Q_{\text{punta}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{t_R \left(\text{h} \right)}$$

Tiempo de retención a Qmax: Valores recomendados 12-25 minutos, valor adoptado TR=15

Las dimensiones establecidas se encuentran dentro de los rangos habituales empleados en el diseño de este tipo de desarenadores-desengrasadores:

Altura útil entre 2 y 5 m.

Relación longitud / anchura: 3:4

Relación anchura / altura útil: 1:5

Datos de diseño:

Caudal máximo	208,33	m^3/h
Caudal punta	100,00	m^3/h
Caudal medio	41,67	m^3/h
Tipo de desarenador	Longitudinal aireado	
Nº de unidades instaladas	1,00	Ud

Nº de unidades en funcionamiento*	1,00	Ud		
Caudal máximo por línea	208,33	m ³ /h	0,058	m ³ /s
Caudal punta por línea	100,00	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Caudal medio por línea	41,67	m ³ /h	0,012	m ³ /s
Diámetro mínimo de arenas a eliminar	0,20	mm		
Densidad arenas	2,65	kg/l		
Porcentaje de eliminación de arenas	90,00	%		
Velocidad crítica de arrastre	0,22	m/s		

Con:

k:	0,06	
pp :	2,00	kg/l
dp:	0,0002	m
f:	0,020	

Definición geométrica :

Volumen útil total de partida	50	m ³
- Longitud	8	m
- Ancho zona desarenado	1,75	m
- Ancho zona desengrasado	0,75	m
- Altura recta	1,15	m
- Altura trapezoidal	1,35	m
- Altura útil	2,50	m
Ángulo inclinación	45,00	°
Superficie unitaria sedimentación arenas	14,00	m ²
Superficie unitaria ascensión grasas	6,00	m ²
Superficie unitaria total	20,00	m ²
Superficie unitaria desengrasado	6,00	m ²
Superficie transversal zona desarenado	3,87	m ²
Superficie transversal total	5,24	m ²
Volumen unitario zona desarenado	30,95	m ³
Volumen útil total	41,90	m ³

Condiciones de operación:

Carga superficial a Q _{máx}	10,42	m ³ /m ² /h
Carga superficial a Q _{punta}	5,00	m ³ /m ² /h
Carga superficial a Q _{med}	2,08	m ³ /m ² /h
Velocidad de circulación a Q _{máx}	0,011	m/seg

Velocidad de circulación a Qpunta	0,005	m/seg
Velocidad de circulación a Qmedio	0,002	m/seg
Tiempo retención a Qmáx	12,07	min
Tiempo retención a Qpunta	25,15	min
Tiempo retención a Qmed	60,34	min

El canal del desarenado-desengrasado estará provisto de un puente móvil equipado con rasquetas para la recogida de flotantes.

Puente desarenador

Tipo	Rasqueta superficial	
Longitud	8,0	(m)
Velocidad	2,0	(m/min)
Potencia estimada del motor	0,18	(kW)

Las velocidades de sedimentación de las arenas y de flotación de las partículas de grasa no se modifican prácticamente por realizar el desarenado y la desmenución de grasas en el mismo depósito. Esto se debe a la diferencia de densidades entre las partículas de arena y grasas.

El aire comprimido añadido para la desmenución ayuda a impedir la sedimentación de las partículas de fango, poco densas por lo que la arena depositada en el fondo del desarenador es más limpia-

Las partículas de arena, al sedimentar, deceleran las velocidades ascensionales de las partículas de grasa. Disponen así éstas de más tiempo para ponerse en contacto entre sí durante su recorrido hacia la superficie, aumentándose el rendimiento de la floculación de grasas.

Las necesidades de inyección de aire para evitar la sedimentación orgánica, con aireación de desmenución de grasa pueden deducirse de la tabla 9, en función de la superficie transversal del desarenador

Tabla 9. Caudales de aire (Ca) en un desarenador-desengrasador.													
“Manual de diseño de EDARS” Aurelio Hernández													
S (cm ²)	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Ca (m ³ /hm)	4,5-10,5	6-11,5	7,5-13	9-14	10-15	12-17	13-18	15-19	16-20	18-21	19-22	21-23	22-25

Superficie transeversal total 5,224 m²

Volumen de aireación (Ca) 9 m³/h/m

Longitud del desarenador 8 m

Volumen total de aireación 72 Nm³ de aire /hora

La aportación de aire será realizada mediante dos (1+1) soplantes de émbolos rotativos a través de difusores de burbuja gruesa.

Aireación

Caudal necesario por desarenador	72	(Nm ³ /h)
Sistema de aportación de aire		Soplantes
Número de soplantes instaladas	2	
Número de soplantes en servicio a caudal punta	1	
Número de soplantes en servicio a caudal medio	1	
Caudal adoptado por soplante	90	(Nm ³ /h)
Forma de inyección de aire		Difusores de burbuja gruesa
Caudal unitario máximo por difusor	5,54	(Nm ³ /h)
Número de difusores necesarios:	13	
Soplantes		
Producto a bombear	Aire	
Tipo	Émbolos rotativos	
Número de unidades	2	
Número de unidades en servicio	1	
Caudal unitario	90	(Nm ³ /h)
Altura manométrica	3	(m)
Potencia estimada	2,2	(kW)
Diámetro de tubería individual	50	(mm)
Velocidad media	10,19	(m/s)

6.4.6 EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE ARENAS

La extracción de arenas se efectúa mediante un (1) equipo de bombeo que succiona la mezcla agua-arena del fondo. Posteriormente, la mezcla es enviada a un clasificador de arenas de tipo tornillo sin fin, de donde saldrá la arena a almacenar en contenedor.

Las bombas de arenas se dimensionan para una producción teórica de mezcla arenas-agua elevada en el rango de 4-150 cm³ arena/m³ agua bruta (Lehmann, 1997). Como valor medio para la explotación se considera que la cantidad de arenas que saldrán del clasificador estará en torno a los 50 cm³/m³ de agua residual.

Caudal punta:	200	m ³ /h
Caudal medio:	42	m ³ /h
Volumen de arenas en condiciones punta	0,24	m ³ /día
Volumen de arenas en condiciones medias	0,05	m ³ /día

Sistema de extracción:	Bomba	
Tipo de bomba:	Centrífuga vertical	
Nº de bombas instaladas:	1,00	Ud
Caudal unitario:	5,00	m ³ /h
Altura manométrica:	2	m.c.a.
Potencia estimada	0,55	kW
Diámetro de la conducción	50	mm
Funcionamiento:	Automático	

Clasificador de arenas:

Separación y lavado de arena:	Clasificador-lavador de tornillo	
Nº de unidades:	1,00	Ud
Capacidad máxima:	10-35	m ³ /h
Destino final arena:	Contenedor y vertedero	
Producción teórica media	65,00	l/1000 m ³
Producción media de arena	0,50	m ³ /día
Capacidad contenedor	1,10	m ³

6.4.7 EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE FLOTANTES

Las grasas y los flotantes son separadas mediante las rasquetas superficiales colocadas en el puente móvil. La mezcla flotantes-agua se recoge en una caja de grasas y, a continuación, estas grasas se concentran mediante un equipo concentrador, de donde se depositarán en un contenedor.

Se considera una producción teórica de grasas de un 28% de los sólidos totales o de 24 g habitantes y día, y un rendimiento en su eliminación del 90%.

Sistema de arrastre:	Barredor superficial en puente viajante	
Recogida mezcla flotantes-agua	Caja de grasas y salida por tubería a concentrador	
Eliminación prevista:	90,00	%
Habitantes	5714	
Volumen de grasas a retirar:	123,42	Kg/día
Densidad de las grasas	0,90	Kg/l

Volumen de grasas a retirar:	137,00	l/día
	0,137	m ³ /día
Evacuación:	Gravedad	
Destino:	Concentrador de flotantes	
Diámetro entrada de conducción entrada desarenador	150,00	mm
Diámetro conducción entrada decantador	180,00	mm
velocidad:	0,02	m/s

Concentrador de grasas

Sistema de separación y recogida:	Mecánica con barredor superficial	
Capacidad necesaria:	5,7*10-3	m ³ /h
Capacidad adoptada:	5,00	m ³ /h
Potencia:	0,18	kW
Humedad	25,00	%
Evacuación final:	Contenedor y vertedero	
Capacidad contenedor:	1,00	m ³

Los drenajes procedentes del clasificador de arenas y del concentrador de grasas serán recirculados a cabecera de planta por gravedad.

6.4.8 BY-PASS DESARENADOR Y BY-PASS GENERAL DEL AGUA PRETRATADA

A la entrada del desarenador se ha previsto un canal de by-pass para cuando sea necesario realizar tareas de mantenimiento en el mismo:

$$b = 0,40 \text{ m}; \quad Q = 208 \text{ m}^3/\text{h}$$

El Pretratamiento se ha diseñado para $Q_{\text{máx.}} = 208 \text{ m}^3/\text{h}$ ($5 \cdot Q_m$) mientras que los tratamientos Secundario y Terciario lo han sido para el caudal punta ($Q_p = 100 \text{ m}^3/\text{h}$). Por tanto, a la salida del desarenador se dispondrá un aliviadero capaz de evacuar no sólo la diferencia de caudales ($208 - 100 = 108 \text{ m}^3/\text{h}$), sino todo el caudal pretratado, por si hay que realizar labores de reparación o mantenimiento en el reactor biológico.

Datos de diseño:

Longitud del vertedero	1,0	m		
Caudal máximo hidráulico	208	m ³ /h	0,058	m ³ /s
Caudal punta en tiempo seco	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Caudal a aliviar	108	m ³ /h	0,030	m ³ /s
Caudal máximo a aliviar	208	m ³ /h	0,058	m ³ /s

Por la fórmula del vertedero en pared delgada determinamos las alturas de la lámina de agua sobre el vertedero para ambos casos:

$$Q = m \cdot L \cdot h \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}$$

$$m = \frac{2}{3} \cdot \left[0,605 + \left(\frac{1}{1,050 \cdot h} \right) + 0,08 \cdot \frac{h}{p} \right]$$

Q (m ³ /s)=	0,058	Q (m ³ /s)=	0,030
m=	0,412	m=	0,415
L (m)=	1	L (m)=	1
h (m)=	0,100	h (m)=	0,064
p=	1,482	p=	1,482
g (m/s ²)=	9,81	g (m/s ²)=	9,81

6.4.9 MEDIDA DE CAUDAL DE AGUA PRETRATADA

A la salida del desarenador se instalará un caudalímetro en tubería de PE-100 DN-315 mm PN 10, para medir el caudal tratado en el secundario de la planta:

Tipo:	Electromagnético	
Nº de medidores instalados:	1,00	Ud
Diámetro del medidor:	200	mm
Velocidad de paso a:		
- Qpunta (100 m ³ /h):	0,88	m/s
- Qmedio (42 m ³ /h):	0,37	m/s

6.4.10 DEPÓSITO DE HOMOGENEIZACIÓN

Con el objeto de evitar desviaciones importantes de composición y concentración de la carga contaminante del agua de entrada, se diseña una cámara de 62,5 m³ de capacidad, dotada de un agitador, que garantice una permanencia en su interior en torno a 1,5 h (a caudal medio), así como una adecuada mezcla y homogeneización del influente antes de su entrada al Reactor Biológico.

Caudal medio:	42,00	m ³ /h	0,012	m ³ /s
ancho:	5,00	m		
largo:	5,00	m		
calado:	2,5	m		
volumen:	62,5	m ³		
Tiempo de retención:	1,5	h		

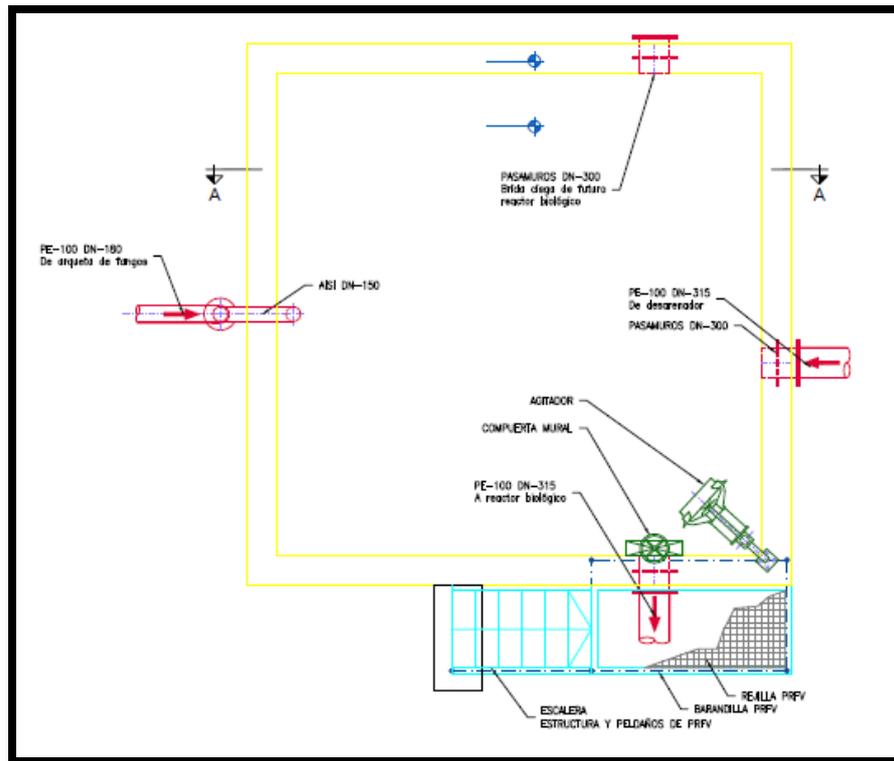


Figura 9. Planta depósito de homogeneización

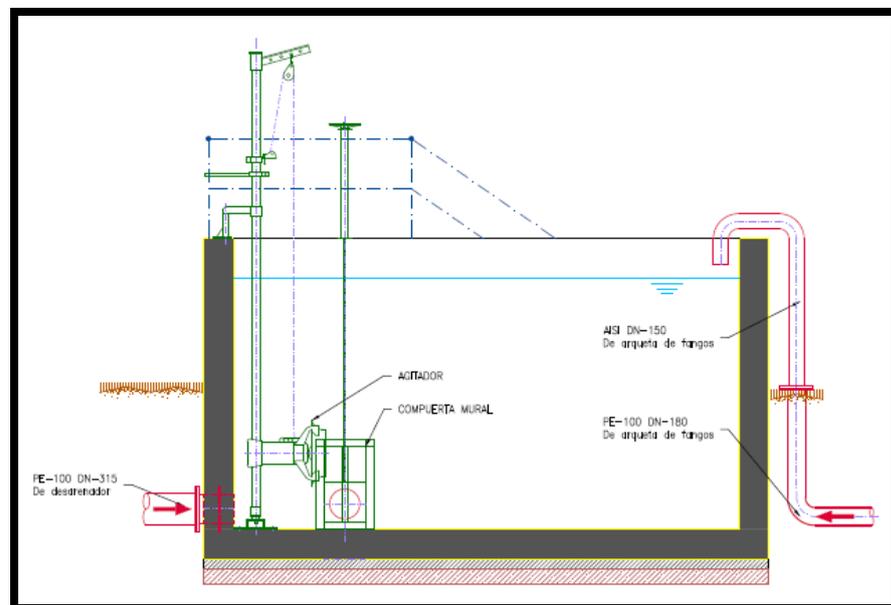


Figura 10. Sección depósito de homogeneización

6.4.11 REACTOR BIOLÓGICO TIPO CARRUSEL

6.4.11.1 CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE

El reactor biológico es uno de los elementos principales de la planta, en el cual los microorganismos desempeñan un papel primordial. Para conocer mejor la interacción que se produce entre ellos y el medio, es decir el agua residual, utilizaremos un software de diseño y simulación de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales llamado “Desass”.

La fracción suspendida de la materia orgánica biodegradable que entra al reactor es transformada a fracción soluble por la acción de los microorganismos, para ser posteriormente captada por ellos de una manera más sencilla, y de ésta manera tomar el carbono y los nutrientes (nitrógeno y fósforo) como fuente de energía.

Introduciendo en el software la caracterización calculada en el punto 6.3.2, estimamos los demás parámetros de la caracterización del agua necesarios para el dimensionamiento de la Estación Depuradora (Figura 11).

Entrada Reactor de Fangos 1

Dotaciones y Temperatura | Cargas | Sedimentabilidad | Precipitados

Aceptar
Cancelar

	Soluble (mg/l)				Suspendida (mg/l)		
	Invierno	Verano			Invierno	Verano	
So2	0.01	0.01	mgDQO/l	Xi bm			mgDQO/l
Sf	202.42	210.00	mgDQO/l	Xio	74.86	75.00	mgDQO/l
Sa	43.38	40.00	mgDQO/l	Xs	347.93	360.00	mgDQO/l
Snh4	56.32	16.00	mgN/l	Xh			mgDQO/l
Sno3			mgN/l	Xpao			mgDQO/l
Sno2			mgN/l	Xpp			mgP/l
Spo4	5.00	3.60	mgP/l	Xpha			mgDQO/l
Si	31.39	30.00	mgDQO/l	Xamm			mgDQO/l
Salk	250.75	350.00	mgCaCO3/l	Xamm-r			mgDQO/l
Sn2	15.94	14.61	mgN/l	Xnit			mgDQO/l
Spro	5.00	5.00	mgDQO/l	Xaut			mgDQO/l
Sh2			mgDQO/l	Xacid			mgDQO/l
Sch4			mgDQO/l	Xpro			mgDQO/l
Sco2	0.22	0.29	mgDQO/l	Xmac			mgDQO/l
Sca	100.00	100.00	mg/l	Xmh2			mgDQO/l
Smg	60.00	60.00	mg/l	Xmeoh			mg/l
Sk	30.00	30.00	mg/l	Xmep			mg/l
Sfe			mg/l	Xsrb-h			mgDQO/l
Sal			mg/l	Xsrb-a			mgDQO/l
Sso4	50.00	50.00	mgS/l	Xtss	483.77	477.55	mg/l
Shs			mgS/l	Xnv	58.50	40.00	mg/l

Sin Curva de Datos

Agua Residual Doméstica

Con Datos Analíticos

Caracterización

Datos Curva Gráficos

Constantes Estequiométricas

Verano = Invierno

?

Figura 11. Caracterización del influente. Desass.

6.4.11.2 PARÁMETROS DE DISEÑO Y DEFINICIÓN GEOMÉTRICA DEL REACTOR

El tratamiento biológico proyectado corresponde a un proceso de fangos activos con nitrificación-desnitrificación, proceso de muybaja carga másica o aireación prolongada. En concreto, se llevará a cabo el "sistema carrusel", teniendo el tanque de aireación una configuración de canal en forma de riñón, en el que los fangos tienen un flujo continuo. En este sistema se garantiza un alto rendimiento de DBO₅, superior al 96%. Además, la zona anóxica asegura también un elevado rendimiento de eliminación de nitrógeno.

En este proceso, se aporta oxígeno a las aguas, con el objeto de mantener en suspensión y con una elevada concentración, microorganismos (bacterias, protozoos, etc.) que se desarrollan y nutren gracias al oxígeno introducido y a la materia orgánica (DBO₅) disuelta y coloidal. El objetivo principal de este proceso biológico es la transformación de las materias orgánicas disueltas y coloidales en materias fácilmente decantables (células).

Los parámetros característicos de todo proceso de fangos activos son:

- **Edad del fango o tiempo de retención celular (TRC):** Parámetro que condiciona la aparición de una nitrificación total o estable. La edad del fango está directamente relacionada con la carga másica y representa la relación existente entre la masa de fangos en el reactor y la masa de fangos en exceso extraídos por unidad de tiempo.
- **Carga másica:** Relación entre la masa de materia orgánica que entra en el reactor por unidad de tiempo y la masa de microorganismos existentes en el mismo. Se expresa en kg de DBO₅ en el influente por día y kg de MLSS en el reactor.
- **Carga volumétrica:** Relación entre la masa de materia orgánica que entra en el reactor por unidad de tiempo y el volumen del mismo. Es un parámetro menos usual que los dos anteriores, y directamente relacionado con ellos, y se utiliza para asegurar un tiempo mínimo de estancia en el reactor biológico de modo que se puedan desarrollar las reacciones biológicas. Se expresa en kg de DBO₅ en el influente por día y m³ de reactor.
- **Rendimiento del tratamiento biológico:** Relación entre la materia orgánica (DBO₅) eliminada en el proceso y la influente, expresado en tanto por ciento. Está directamente relacionado con la carga másica del proceso.

Los valores de diseño usados en un proceso de aireación prolongada como el llevado a cabo en el carrusel, son los que aparecen en la Tabla 10:

Parámetro	Valor	Unidad
Porcentaje de zona anóxica adoptada	≥20	%
Temperatura de operación	15	°C
Edad del fango	20-30	días
MLSS	2000-4000	mg/l
Carga másica	0,05-0,15	Kg DBO ₅ /kg MLSS/día
Carga volumétrica:	0,15-0,4	kg DBO ₅ /m ³ /día

Para facilitar el diseño del reactor biológico, se ha utilizado un software avanzado, "DESASS", el cual permite simular y diseñar los procesos biológicos que se dan en las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales con total precisión.

Debido a que Desass no puede modelizar un reactor tipo carrusel, se han introducido los datos en el software informático simulando un grupo de reactores de fangos activados en serie conectados a un decantador secundario, de tal forma que representen nuestro proceso. (Figura 12). Para ello hemos simulado el volumen anóxico real que tendría nuestro reactor a la entrada, dos sectores (en este caso reactores) donde se aporta el oxígeno por los oxirrotadores y continuación un conjunto de reactores que simule la zona anóxica intermedia y final. Puede observarse en la Figura 13 el esquema original del reactor tipo carrusel y compararlo con la figura 6 donde se ha establecido la equivalencia para el software.

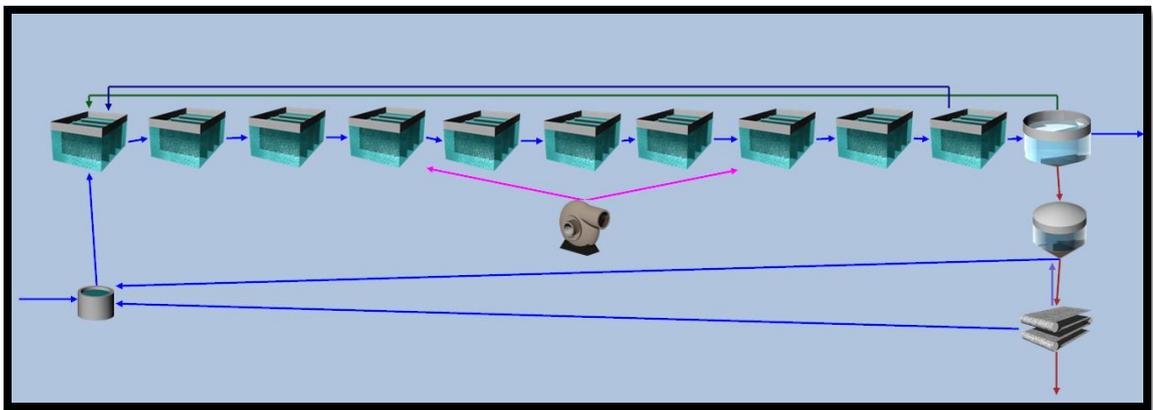


Figura 12: Simulación reactor biológico tipo carrusel. Desass.

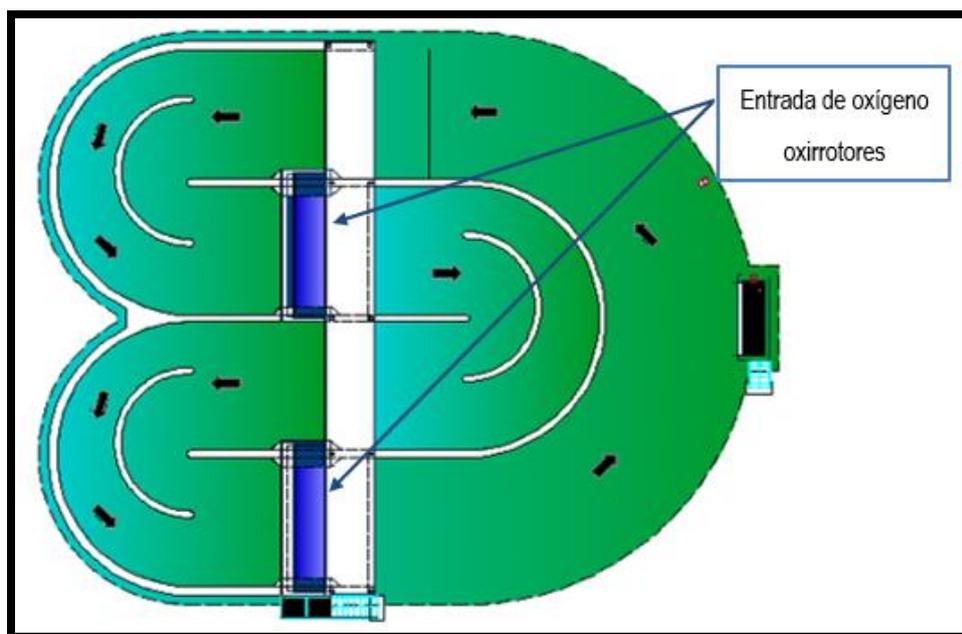


Figura 13. Reactor tipo carrusel. Distribución de oxígeno a lo largo del reactor

Una vez definido el sistema de fangos activados en la ventana de trabajo, el algoritmo general del programa configura los datos dentro de un sistema único. Este concepto agiliza la introducción de los criterios de diseño de un reactor y facilita la aplicación de las ecuaciones del modelo biológico. La Figura 14 muestra la ventana de propiedades del elemento reactor de fangos activados.

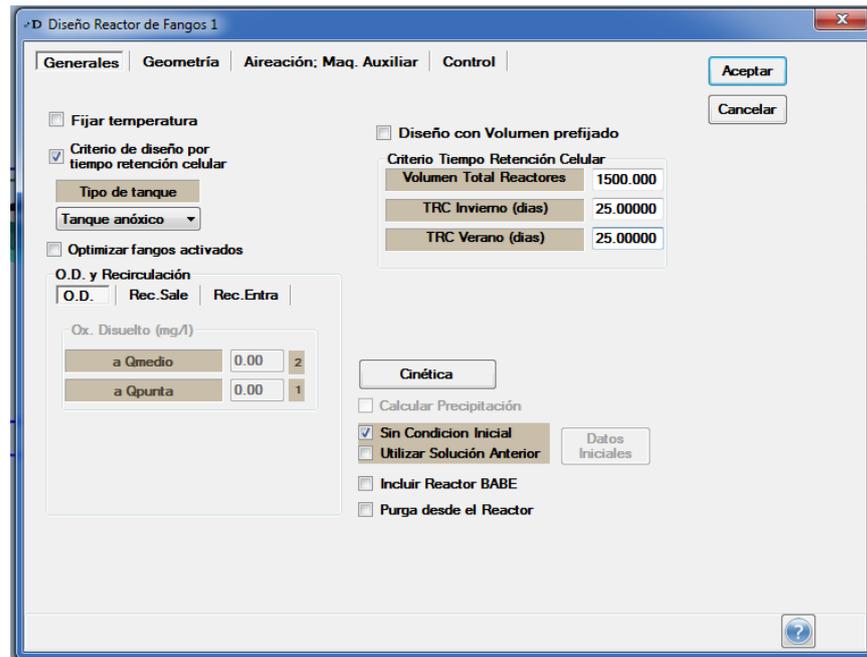


Figura 14: Ventana de propiedades para el diseño del reactor biológico en "Desass".

En condiciones estacionarias el cálculo del reactor se puede realizar tanto por el criterio de carga másica como por el de tiempo de retención celular. Elegimos trabajar con Criterio de diseño por tiempo de retención celular. Para ello se debe fijar el volumen del reactor de fangos y el tiempo de retención celular deseado.

El principal parámetro que va a determinar el **volumen** de nuestro tanque va a ser que la concentración de sólidos suspendidos a la salida del reactor esté comprendido entre 2000-4000 mg/l, al ser un proceso de aireación prolongada estará más próximo a los 4000 mg/l.

Simulando con varios volúmenes de tanque obtenemos que, para 1500 m³ la concentración de sólidos suspendidos a la salida del reactor es de 3974 mg/l, por lo que adoptaremos dicho volumen.

El **tiempo de retención celular** tiene que ser el suficiente para que el fango salga estabilizado, es decir, con un porcentaje de SSVB menor que 35%. A partir de TRC igual a 25 días el porcentaje de SSVB está por debajo, por lo cual el fango queda estabilizado.

Tanto el volumen como el tiempo de retención celular hacen referencia al Grupo de Reactores, es decir, el volumen representa la suma de los volúmenes de todos los reactores que forman el grupo. Cuando un grupo de reactores esté formado por más de 1 reactor, se debe establecer la **fracción del volumen correspondiente a cada uno de los reactores**.

En nuestro caso, al tratarse de un reactor tipo carrusel en el cual no está físicamente separadas las zonas aerobias de las anóxicas, para la simulación, los reactores serán anóxicos excepto los dos donde tengamos los orirrotos. El volumen de los reactores aerobios se limitará a las dimensiones del oxirrotor por la profundidad del tanque. El volumen de los anóxicos saldrá como resultado de la diferencia del volumen total (1500 m³) menos los óxicos y dividido por igual número de reactores anóxicos (8). De esta manera introducimos en Desass el porcentaje de volumen que le corresponde a cada reactor (0,017 aerobio; 0,12 anóxico).

La **recirculación interna**, en un proceso flujo pistón, se efectúa para ayudar a que haya una correcta desnitrificación. El agua de entrada al ser escasa en nitratos, tiene que esperar a que a lo largo del proceso, y con ayuda de oxígeno, el amonio nitrifique, y una vez con la aparición de nitratos y propulsado por condiciones anóxicas, esos nitratos vayan desnitrificando hasta eliminar el nitrógeno del sistema en forma de N₂. Por lo que esta recirculación transporta los nitratos desde el final del reactor hasta el comienzo, donde se sitúan las zonas anóxicas. En nuestro caso, en un reactor tipo carrusel la recirculación interna no se realiza con bombeo, si no que la propia velocidad del agua del interior del tanque la produce. Para ello se cuenta con dos aceleradores de corriente y con dos oxirrotos, que además de introducir oxígeno, aportarán energía al agua.

Para el cálculo del caudal de recirculación interna, calculamos el caudal de circulación de reactor, siendo:

Caudal de circulación = Velocidad del agua x Sección del reactor

Velocidad del agua (velocidad a la que trabaja el acelerador de corriente)	0,61	m/s
Altura lámina de agua	3	m
Ancho recto reactor	5,7	m

Q circulación en el reactor = 37551,6 m³/h

Caudal de circulación = Caudal de entrada + Caudal de recirculación interna + Caudal de fango recirculado

Qrec.fangos 39,1 m³/h

Qentrada 41,6 m³/h

Caudal de recirculación interna = 37470,8 m³/h

Caudal de recirculación interna = 899.000 m³/día

Se establecen las dimensiones de reactor biológico tipo carrusel (Tabla 11), que como mínimo ha de poseer el volumen calculado, y favorecer el flujo circular en el mismo.

Tabla 11. Definición Geométrica		
Tipo de reactor	Carrusel	
Número de unidades en servicio	1	
Volumen total necesario	1500	m ³
Volumen unitario necesario	1500	m ³
Forma del reactor	Riñón	
Longitud recta del reactor	12,5	m
Ancho de canal	5,7	m
Longitud útil del reactor	30,0	m
Ancho útil del reactor	23,4	m
Altura útil del reactor	3,0	m

Los parámetros resultantes en el reactor biológico se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12. Parámetros de diseño		
Volumen reactor	1500	m ³
Temperatura de operación	15,0	°C
Edad del fango mínima necesaria	25	días
Edad del fango adoptada	25	días
Sólidos suspendidos en el reactor (MLSS)	3973,9	mg/l
Bacterias heterótrofas en el reactor	1370,74	mg DQO/l
Bacterias autótrofas en el reactor	82,85	mg DQO/l
Tiempo de retención hidráulico	4,3	h
Carga másica	0,069	Kg DBO ₅ /Kg MLSS día

6.4.11.3 NECESIDADES DE OXIGENO

La concentración de oxígeno disuelto está considerada como el parámetro de control más importante. Una concentración de oxígeno disuelto baja afecta al crecimiento de los microorganismos pudiendo provocar la aparición de bacterias filamentosas mientras que una concentración de oxígeno alta supone un gasto energético importante. Hay que tener en cuenta que el coste energético de la aireación supone más del 50% del coste energético total de la estación depuradora. Tanto por razones económicas como por razones de estabilidad del proceso es conveniente mantener una concentración de oxígeno disuelto adecuada.

Utilizamos como mecanismo de aireación oxirrotos, que son aireadores superficiales horizontales, en el que su eje principal gira en paralelo al nivel del agua. Es un equipo especialmente diseñado para transferir oxígeno en la etapa biológica de las plantas de tratamiento de aguas residuales. El rotor es la parte activa, se compone de un eje tubular sobre el cual van fijadas las palas. Al efectuar el giro, se transfiere oxígeno hacia el interior de la masa líquida. Las palas vetean el agua creando numerosas turbulencias, con lo que el oxígeno requerido es transferido dentro del licor mixto. Asimismo se imprime un movimiento de circulación del agua.

La velocidad de disolución de oxígeno en el agua depende de varios factores, entre ellos el sistema de aireación utilizado. Los difusores y los aireadores superficiales tienen un coeficiente global de transferencia distinto, esto quiere decir que con los difusores se transfiere diferente cantidad de concentración de oxígeno al medio que con los oxirrotos, por lo que es un factor a tener en cuenta a la hora de diseñar la aireación.

Calcularemos las necesidades de oxígeno según dos métodos, el primero mediante el software Desass y el segundo indicado en el libro "Manual de diseño de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales" de Aurelio Hernández. Con el primero, no tendremos en cuenta dicho parámetro, pero a pesar de que con el segundo método tengamos en cuenta el coeficiente de transferencia, es un método más conservador y menos preciso.

PRIMER MÉTODO (Desass)

Se fijarán las concentraciones de oxígeno en el reactor. Para lograr una máxima optimización de la aireación, probamos con diferentes concentraciones de oxígeno en los reactores aerobios, observándose los resultados en el efluente. Tabla 13.

Tabla 13. Resultados de las diferentes simulaciones para diferentes concentraciones de O₂ en Desass.					
Concentración de oxígeno en los reactores aerobios		Resultados en el efluente			SST en el reactor biológico
O ₂ medio (mg/l)	O ₂ punta (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg N/l)	NH ₄ (mg N/l)	NT (mg N/l)	Xsst reactor (mg/l)
2 mg/l	1	33,54	9,09	43,8	4111
1 mg/l	0,5	4	27,03	32,25	4059
0,6mg/l	0,3	13,66	1,36	16,7	3985
0,5 mg/l	0,25	6,44	2,02	9,59	3977
0,4 mg/l	0,20	1,07	6,07	9,06	3974

Con concentraciones superiores a 0,5 mg O₂/l se observa que no cumplimos condiciones de vertido para el Nitrógeno (el cual debe de ser ≤ 15 mg/l). Pero con concentraciones inferiores a ésta se observa que el amonio aumenta, debido a que no tiene suficiente oxígeno para nitrificarse.

Por lo cual nos quedamos con oxígeno disuelto en el reactor **de 0,5 mg/l** en condiciones media **y 0,25 mg/l** en condiciones punta.

Con dicha concentración podemos observar en la Tabla 14 la evolución de O₂, NH₄ y NO₃ a lo largo de todos los reactores que simulan nuestro sistema tipo carrusel, también puede observarse gráficamente (Figura 15).

TABLA 14. EVOLUCIÓN DE LAS CONCENTRACIONES DE O₂, NH₄, NO₃ A LO LARGO DEL REACTOR TIPO CARRUSEL.

	[O ₂] (mg/l)	NH ₄ (mg N/l)	NO ₃ (mg NI)
INFLUENTE (0)	0,01	56,32	0
REACTOR 1	0,25	2,09	6,61
REACTOR 2	0,19	2,08	6,61
REACTOR 3	0,14	2,08	6,60
REACTOR 4	0,50	2,08	6,60
REACTOR 5	0,41	2,07	6,61
REACTOR 6	0,33	2,06	6,61
REACTOR 7	0,26	2,05	6,61
REACTOR 8	0,50	2,05	6,61
REACTOR 9	0,41	2,04	6,62
REACTOR 10	0,33	2,03	6,63
SALIDA DECANTADOR		2,01	6,44

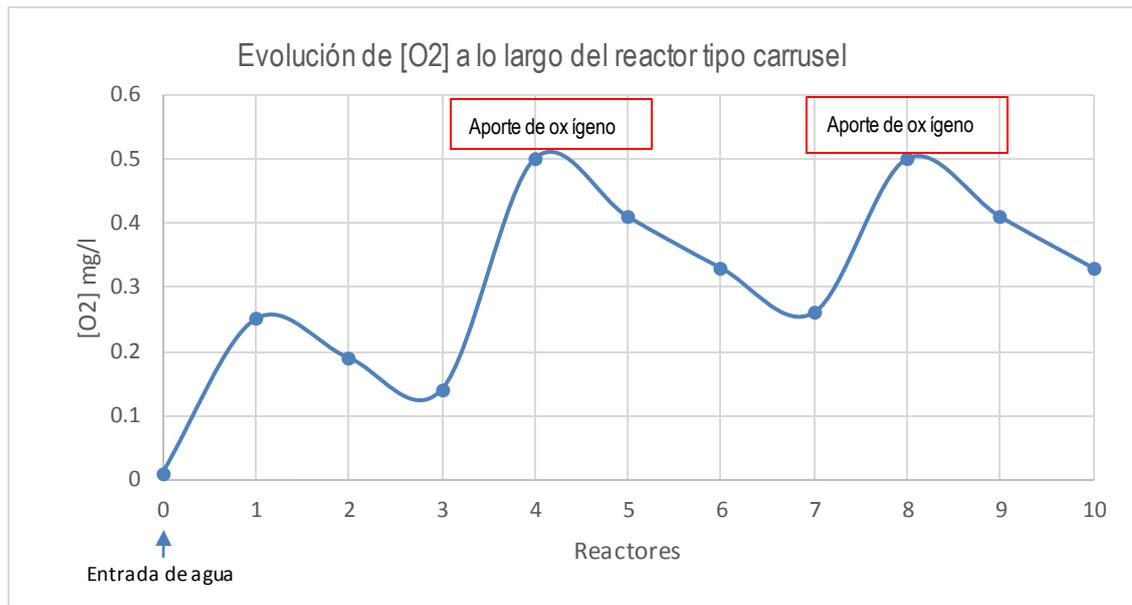


Figura 15. Evolución del oxígeno a lo largo del reactor tipo carrusel.

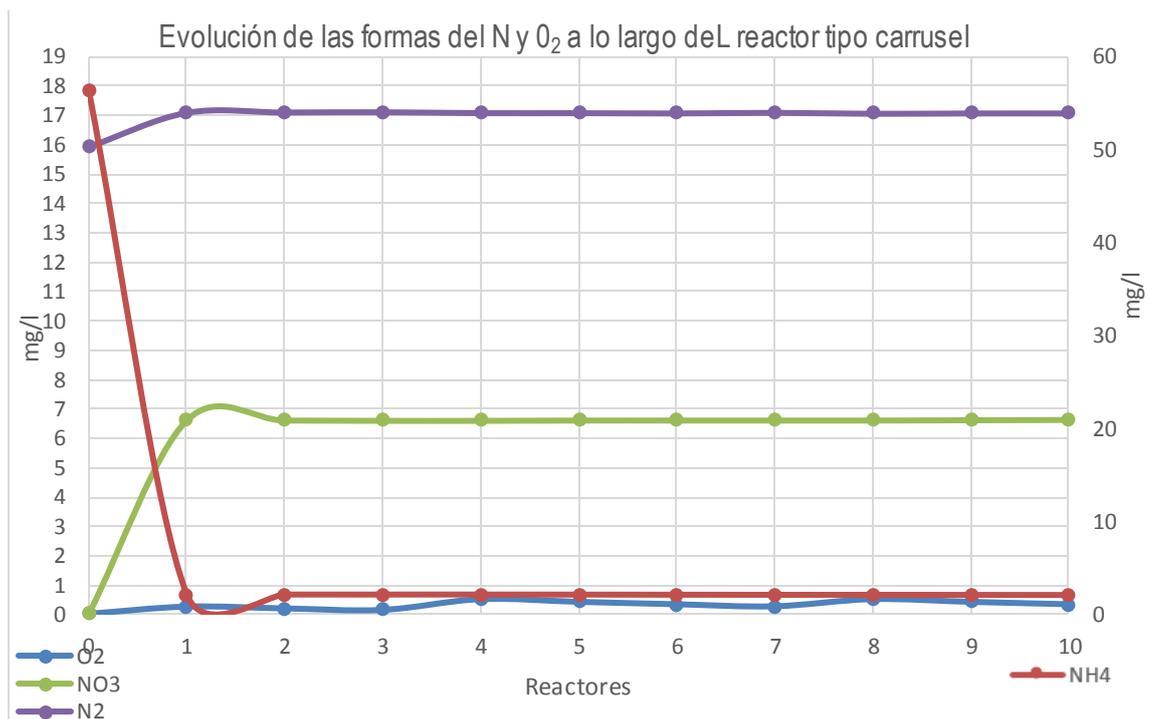


Figura 16. Evolución del O₂, NH₄, NO₃, N₂ Y NT a lo largo del reactor tipo carrusel.

Como puede apreciarse en la figura 15, el reactor biológico está siempre influenciado por la presencia de oxígeno, siendo mayor en las zonas donde se sitúan los aireadores superficiales. Esto provoca que se dé una nitrificación-desnitrificación casi simultánea a lo largo del canal.

Al ser tan grande el movimiento del agua en el reactor tipo carrusel (recirculación interna 899.000 m³/día), se observa como la variación de concentración de amonio se produce principalmente en el tanque número uno,

esto se debe a que se diluye hasta bajar las concentraciones (desde 56 mg N/l hasta 2 mg N/l), y luego permanece casi constante a lo largo del proceso comportándose como una mezcla completa.

Desas nos da como resultado la Capacidad de Oxigenación necesaria en nuestro reactor (Tabla 15), distinguiendo entre:

- **Capacidad de Oxigenación Standard (COS):** Es el oxígeno transferido en agua limpia, por unidad de tiempo, en un V determinado, partiendo de una concentración de oxígeno de 0 mg/l y en condiciones estándar (20 °C y 1 atm)
- **Capacidad de Oxigenación Real (COR):** Es el oxígeno transferido por unidad de tiempo, en un V determinado, en condiciones reales ([O₂], Salinidad, T, P)

Tabla 15. Necesidades de oxígeno en el reactor biológico			
	Reactor 1	Reactor 2	Total
Necesidades de oxígeno reales en condiciones medias (Kg/h)	14.1	9.7	23.8
Necesidades de oxígeno reales en condiciones punta (Kg/h)	10.3	9.6	19.9
Necesidades de oxígeno estándar en condiciones medias (Kg/h)	22.2	15.3	37.5
Necesidades de oxígeno estándar en condiciones punta (Kg/h)	15.8	14.7	30.5

Se calculará y comparará a continuación las necesidades de oxígeno obtenidos (Tabla 15), con las resultantes del siguiente método.

SEGUNDO MÉTODO

Cálculo de las necesidades teóricas de oxígeno

La necesidad de oxígeno para un proceso de fangos activos convencional sin nitrificación, puede calcularse a partir de la siguiente ecuación:

$$ON \left(\frac{\text{Kg}}{\text{DÍA}} \right) = A * \text{DBO} + B * \text{MLSSV}$$

Siendo:

DBO = Kg DBO₅ eliminados al día

MLSSV = Kg MLSSV en el reactor biológico

Los coeficientes A y B varían según el texto y autor que escoja.

El primer término de la ecuación (A*DBO), es lo que se conoce como necesidades de oxígeno para la síntesis, siendo el proceso por el cual la materia orgánica del agua (representada por la DBO) se asimila y se transforma,

en parte, en materia viva.

El consumo de oxígeno en energía en este proceso viene dado por la siguiente ecuación:

$$a' = 0,62 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg DBO}_5}$$

Con $a' < 0,62$.

Sustituyendo en la ecuación,

$$a' = 0,50 + 0,01 * 25 = 0,75$$

Al ser superior a 0,62 se adopta este valor directamente: $a' = 0,62 \text{ Kg O}_2/\text{día}$

O.N.S (Oxígeno necesario para síntesis) = $0,62 * 457,61 = 283,62 \text{ Kg O}_2/\text{día}$

Este valor supone que la totalidad de la contaminación, debida a partículas o coloides absorbidos sobre la materia celular, sea más tarde solubilizada y metabolizada, no quedando materia orgánica almacenada en la membrana celular. Esto sólo se cumple con edades del fango suficientemente altas, del orden de 12 días o más como es el caso del presente trabajo. En períodos de alta carga la membrana celular almacena materias orgánicas de partículas ó coloides sin haberse metabolizado, es decir sin consumo de oxígeno. Así, es posible, disminuir las necesidades diarias de oxígeno, del orden de un 20% como máximo. Esto sólo se logra con cargas muy altas, es decir para edades del fango de un día o menos. Sin embargo, esta economía va disminuyendo al aumentar la edad del fango, y desaparece a los 12 días, pudiendo admitir un decrecimiento lineal, con relación a la edad del fango.

El segundo término de la ecuación (B·MLSSV), es lo que se denomina respiración endógena o endogénesis, que consiste en la oxidación de la masa activa degradable. Las necesidades de oxígeno para la endogénesis (en gramos) y para 1 gr de DBO_5 puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$b' = \frac{0,13 * \theta_C}{(1 + 0,16 * \theta_C)}$$

Sustituyendo en ella,

$$b' = \frac{0,13 * \theta_C}{(1 + 0,16 * \theta_C)} = \frac{0,13 * 25}{(1 + 0,16 * 25)} = 0,65 \frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{día m}^3}$$

O.N.E (Oxígeno necesario para endogénesis) = $0,66 * 3973,9 = 2583 \text{ Kg O}_2/\text{día}$

Debido a que la edad del fango es de 25 días es seguro que se produce una nitrificación del sistema. Se deben calcular por tanto las necesidades de oxígeno debidas a la nitrificación.

Cálculo de las necesidades de oxígeno reales

Carga de nitrógeno a nitrificar.

El influente al reactor biológico en cuanto a nitrógeno es de: 80 Kg NTK/día

De esto se supone que:

2,5% es N orgánico: 2 Kg/día

97,5% es N-NH₄= 78 Kg/día

De estos se deducen:

N orgánico en salida (estimado 1 mg/l) = 1 Kg/d

N fangos en exceso (estimado 5% DBO₅) = 23,75 Kg/d

Carga de nitrógeno a nitrificar: NN = 78 - 1 - 23,75= 53,25 Kg/d

Capacidad de desnitrificación

Requisitos del vertido: NT < 15 mg/l (15 Kg/día)

Luego la cantidad de nitrógeno a desnitrificar será: 53,25-15= 38,25 Kg/día.

Capacidad de desnitrificación:

$$\frac{38,25 \text{ Kg N-NO}_3}{475 \text{ Kg DBO}_5/\text{día}} = 0,08 \frac{\text{Kg N-NO}_3}{\text{Kg DBO}_5}$$

Eliminación media de nitrógeno

Nitrógeno desnitrificado diariamente:

N-NO₃_{desnitrificación} = 0,08 · 475 = 38,25 Kg/d

Nitratos en salida:

N-NO₃_{efluente} = NN - N-NO₃_{desnitrificación} = 53,25-38,25= 15 Kg/día

Oxígeno necesario para nitrificar/desnitrificar

El oxígeno para nitrificar viene dado por la ecuación que se refleja a continuación:

$$\begin{aligned} \text{O.N-N} &= \frac{4,6 \text{ N-NO}_3 \text{ efluente} + 1,7 \text{ N-NO}_3 \text{ desnitrificación}}{\text{Kg DBO}_5/\text{día}} \\ &= \frac{4,6 \cdot 15 + 1,7 \cdot 38,25}{475} = 0,28 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg DBO}_5} \end{aligned}$$

En esta hipótesis la necesidad total de oxígeno será:

$$0,62 + 0,66 + 0,28 = 1,55 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg DBO}_5}$$

Considerando los 457.6 Kg de DBO₅ eliminados al día

O.N. (Oxígeno necesario) = 1,56 · 457,6 = 710,29 Kg O₂

Necesidades punta de oxígeno

Se ha considerado puntas de contaminación de P=200%, por lo que aplicando la fórmula: 0,45·P+55, se

traduce en una punta de oxigenación sobre la síntesis y sobre la nitrificación de:

$$0,45 \cdot 200 + 55 = 145$$

Con esto se tienen:

Necesidades de síntesis:

$$0,62 \cdot 1,5 = 0,93 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5}$$

Necesidades de endogénesis:

$$0,66 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5}$$

Necesidades de nitrificación:

$$0,57 \cdot 1,5 = 0,85 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5}$$

Por tanto la necesidad de O₂ en punta será de:

$$0,93 + 0,66 + 0,85 = 2,44 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5}$$

Considerando los 457,61 Kg DBO₅ eliminados al día

$$O.N \text{ punta} = 457,61 \cdot 2,44 = 1118,76 \text{ Kg O}_2$$

Cálculo de las necesidades reales de oxígeno

Las necesidades anteriores de oxígeno corresponden al consumo real de oxígeno realizado por la masa bacteriana, calculado en condiciones normalizadas:

Medio: agua limpia

Temperatura: 15°C

Presión: 760 mm

Concentración de oxígeno: nula

El oxígeno a aportar en las condiciones reales vendrá dado por:

Oxígeno real = Oxígeno necesario teórico / K_t

K_t es el coeficiente global de transferencia que se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$K_t = K_{t1} \cdot k_{t2} \cdot k_{t3}$$

- Coeficiente K_{t1}:

Tiene en cuenta el déficit de saturación de oxígeno del licor mezcla, Se consideran las siguientes condiciones:

1.- Temperatura del agua en el tanque de aireación 15°C.

2.- Concentración media de oxígeno en el tanque de aireación: C_x = 3 mg/l (Por tener proceso de

nitrificación).

3.- Concentración de saturación en agua clara, a 15°C y presión atmosférica normal: $C_s = 10,15 \text{ mg/l}$.

(Obtenido de la tabla II.6.1.5: "Valores de C_s en función de la Temperatura" libro Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales Aurelio Hernández Lehmann)

Para pasar de C_s , conocido por la tabla, a C_s' , este valor es corregido mediante los siguientes factores de corrección:

A. Parámetro β que tiene en cuenta los sólidos en suspensión del licor y su salinidad. Para salinidad $< 3 \text{ mg/l}$, adoptamos una $\beta = 0,98$

B. Parámetro C_p , tiene en cuenta las variaciones de presión debidas a la altitud. Se toma una altitud sobre el nivel del mar de 0 m.

$$C_p = 1 - 0,111 * (\text{nivel del mar}/1000) = 1$$

C. Parámetro C_A , tiene en cuenta la altura en el tanque de aireación. Como se va a llevar a cabo con sistemas de aireación superficiales, la concentración de saturación media es la misma que la superficie. No hay corrección, C_A . En este caso $C_A = 1$.

Con las tres correcciones β , C_p , C_A , a se puede determinar C_s :

$$C_s = C_s' * \beta * C_p * C_A = 9,95$$

Donde K_{t1} viene dado por:

$$K_{t1} = \frac{C_s - C_x}{C_s} = 0,68$$

- Coeficiente K_{t2} :

Tiene en cuenta la influencia de la temperatura en la velocidad de difusión del oxígeno:

$$k_{t2} = 1,024^{(T-10)}$$

Como se ha adoptado una temperatura de 15°

$$k_{t2} = 1,12$$

- Coeficiente K_{t3} :

Tiene en cuenta la influencia de la temperatura en la velocidad de disolución del oxígeno según las características del licor. Como se ha adoptado una aireación mecánica de acuerdo con la Tabla II 6.1.6. en "Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales" de Aurelio Lehmann, se toma:

$$K_{t3} = 0,90.$$

El coeficiente global de transferencia, K_t saldrá:

$$K_t = K_1 \cdot k_2 \cdot k_3$$

$$K_t = 0,69$$

El oxígeno a aportar en condiciones reales será, por tanto:

$$\text{Oxígeno real condiciones media} = \frac{\text{O.N.teórico}}{k_t} = 1024,1 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Día}} = 42,7 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{hora}}$$

$$\text{Oxígeno real condiciones punta} = \frac{\text{O.N.T.pta}}{k_t} = 1606,7 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Día}} = 66,9 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{hora}}$$

Comparando ambos métodos, observamos que las necesidades de oxígeno medias son semejantes ambas (37,5 Kg/h frente a 42,7 Kg/h), en cambio sí es cierto que con el segundo método estas necesidades siendo ligeramente superiores, eliminan menos nitrógeno y por consiguiente la concentración de este parámetro en el efluente es mayor. Respecto a las necesidades de oxígeno en condiciones punta, se observa una gran diferencia (30,5 Kg/h frente a 66,9 Kg/h), ésta se debe a que Desass fija la concentración de oxígeno en los reactores a la mitad que su valor normal (0,25 mg/l), mientras que el segundo método de cálculo se obtienen las necesidades de oxígeno manteniendo la misma concentración de oxígeno en el reactor.

Por lo que finalmente diseñaremos nuestro equipo con las necesidades de oxígeno medias obtenidas en Desass, puesto que de la otra manera estaríamos sobredimensionando el equipo.

Según la demanda de oxígeno y dimensiones de los tanques, se determinará el número de rotores y la longitud de los mismos (Tabla 16). La capacidad de oxigenación y la potencia consumida están relacionadas con la sumergencia del rotor, la cual viene controlada mediante un vertedero regulable de funcionamiento automático, que está controlado por una señal procedente de las sondas medidoras de oxígeno disuelto, que a su vez está contrastada por un valor prefijado. Con este sistema se obtiene un gran ahorro en el consumo eléctrico.

Tabla 16. Equipamiento de aireación		
Número de aireadores	2	
Aportación unitaria de oxígeno por el oxirrotor	38,25	Kg O ₂ /h
Inmersión	28	cm
Potencia unitaria en rotor	22	kW

La circulación del licor mixto en el reactor biológico tipo carrusel hace necesaria la instalación de aceleradores de corriente, que proporcionen al fluido la velocidad necesaria. Tabla 17.

Tabla 17. Circulación en el carrusel		
Tipo de agitador	Acelerador de corriente	
Velocidad necesaria	39	rpm
Número de agitadores por reactor	2	
Potencia unitaria	3,2	kW
Potencia total	6,4	kW

6.4.12 DECANTADOR SECUNDARIO

En el decantador secundario (Figura 18 y 19) se separa el agua tratada de los fangos activados, consiguiendo un efluente clarificado con un bajo contenido de DBO₅ y sólidos en suspensión.

El diseño de un clarificador o decantador secundario debe realizarse de modo que exista una superficie adecuada para asegurar la decantación.

Partiendo de la concentración conocida de 4000 mg MLSS/l en el reactor biológico, procedemos al dimensionamiento del decantador secundario. Para ello tenemos que cumplir tres criterios:

A. Limitar la carga superficial: Para asegurar que sedimenten todas aquellas partículas discretas que tengan una velocidad mayor a una velocidad dada.

B. Limitar la carga de sólidos: Queremos un área que asegure que toda la masa de sólidos que entra por el afluente del decantador, sea capaz de sedimentar. Para ello fijamos un flujo mínimo de sólidos, en el cual nosotros debemos estar por debajo.

C. Carga sobre vertedero: Para evitar el arrastre de sólidos en suspensión por efecto de la velocidad de salida del efluente, es necesario limitar el valor de la carga sobre dicho vertedero. La carga sobre vertedero se corresponde con el caudal del efluente decantado por metro lineal del vertedero de salida.

Establecemos los criterios de diseño para el cálculo del decantador. Los valores escogidos son los que corresponden a un tratamiento de fangos activados por aireación prolongada (oxidación total).

Criterios de diseño

	Valores Recomendados		Valores establecidos	
	Q Medio	QPunta	Q Medio	QPunta
Carga hidráulica ($m^3/m^2/h$)	$\leq 0,5$	$\leq 0,9$	0,5	0,9
Carga de sólidos (Kg SS/ m^2/h)	$\leq 1,8$	$\leq 3,2$	1,8	3,2
Tiempo de retención (h)	3-5	>1	4	1
Carga sobre vertedero ($m^3/m/h$)	≤ 12	≤ 20	11	19
SST que salen por el efluente (mg/l)	≤ 30		30	
SST recirculados (mg/l)	≥ 6000		6000	
Oxígeno disuelto (mg/l)	$=0,5$		0,01	

Los parámetros de sedimentación así como el número de capas en las que se divide el decantador y la capa por la que se produce la entrada del agua se establecen en el software Desass.

Se asume cada una de las capas del decantador como un reactor continuo de tanque agitado y se aplica el modelo biológico.

Parámetros Modelo Decantador

Nº de capas	10
Capas por debajo del alimento	7
Altura alimen. (m)	2,18

Parámetros sedimentación del fango

IVF(mg/l)	110
V0 (m/día)	215
Rh (m3/s)	0,000524
Rp (m3/g)	0,005
V0' (m/d)	150
Fns (-)	0,003

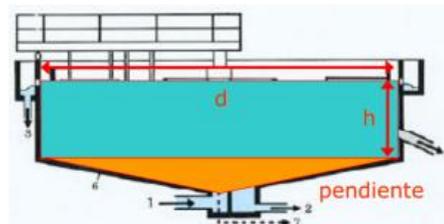
Una vez simulado las características de funcionamiento son las siguientes:

Parámetros de funcionamiento

	Q Medio	Qmáx	Qpunta
Carga hidráulica (m/h)	0,34	0,80	
Carga de sólidos (Kg SS/m ² /h)	1,33		3,20
Tiempo de retención (h)	9,84	4,10	
Carga sobre vertedero (m ² /h)	1,05	2,53	

Diseño geométrico del decantador:

Calado (m)	3,30
Altura (m)	3,80
Diámetro (m)	12,58
Resguardo (m)	0,5
Pendiente (m)	10,0 %



Volumen del decantador

El volumen útil del decantador se corresponde únicamente a la parte cilíndrica que la compone, por lo que será:

$$V_{\text{útil}} = 40 \text{ m}^3$$

Para calcular el volumen total hay que tener en cuenta el 10% de pendiente adoptada en el fondo del decantador,

$$V_{\text{total}} = 66 \text{ m}^3$$

Tiempo de retención hidráulico. T enemos que cumplir con un tiempo de retención mínimo para que lesdé tiempo a los sólidos a sedimentar, y un máximo para que no se produzca condiciones anaerobias en el fondo del decantador y no haya problema de desnitrificación, gases y flotación de fangos.

$$\text{TRH a caudal medio} = 9,84 \text{ h}$$

$$\text{TRH a caudal punta} = 4,10 \text{ h}$$

Carga sobre vertedero

Consideramos un vertedero en el decantador.

$$C_v \text{ a caudal medio} = 1,05 \text{ m}^3/\text{mh}$$

$$C_v \text{ a caudal punta} = 2,53 \text{ m}^3/\text{mh}$$

Carga de sólidos

No queremos que la concentración de sólidos suspendidos a la salida del efluente sea mayor que 30 mg/l:

$$C. \text{sólidos a caudal medio} = 1,33 \text{ (Kg SS/m}^2/\text{h)}$$

$$C. \text{sólidos a caudal punta} = 3,20 \text{ (Kg SS/m}^2/\text{h)}$$

Carga hidráulica

$$\text{Carga hidráulica a caudal medio} = 0,34 \text{ m/h}$$

$$\text{Carga hidráulica a caudal punta} = 0,80 \text{ m/h}$$

Se resumen las características geométricas y de funcionamiento del decantador en las Tablas 18 y 19.

Tabla 18. Definición geométrica

Tabla 18. Definición geométrica		
Tipo	Circular por gravedad	
Número de unidades	1	
Caudal punta	100	m ³ /h
Caudal medio	42	m ³ /h
Calado	3,3	m
Diámetro	12,6	m
Pendiente del fondo	10	%
Área	125	m ²
Volumen útil	411	m ³
Volumen total	491,25	m ³

Tabla 19. Condiciones de funcionamiento

Tabla 19. Condiciones de funcionamiento		
Carga hidráulica a caudal punta	0,80	m /h
Carga hidráulica a caudal medio	0,34	m /h
Carga de sólidos a caudal punta	3,20	Kg /m ² /h
Carga de sólidos a caudal medio	1,33	Kg/m ² /h
Tiempo de retención a caudal punta	4,10	h
Tiempo de retención a caudal medio	9,84	(h)
SS salida del efluente	≤30	(mg/l)

La alimentación de agua al decantador se efectúa mediante una tubería que desemboca en una corona de reparto (Tabla 20). Los valores recomendados para el dimensionamiento de la corona de reparto son proporcionales a las dimensiones adoptadas en el propio decantador, de acuerdo con las siguientes relaciones:

Profundidad de la corona de reparto: $0,25-0,60 \cdot h_{\text{decantador}}$

Diámetro de la corona de reparto: $0,03-0,20 \cdot D_{\text{decantador}}$

La recogida de agua decantada, una vez aliviada por los dientes del vertedero metálico perimetral, se lleva a cabo mediante un canal periférico.

Delante del vertedero de salida del agua decantada, se dispone de una chapa deflectora que evita la salida de flotantes del decantador.

Tabla 19. Entrada y salida del decantador secundario		
Alimentación	Por corona de reparto	
Diámetro de la tubería de alimentación	315	mm
Velocidad punta de alimentación	0,98	m/s
Velocidad media de alimentación	0,51	m/s
Salida	Vertedero	
Tipo de vertedero	Triangular	
Longitud del vertedero	39,58	m
Carga sobre vertedero a caudal punta	2,53	m ³ /h/m
Carga sobre vertedero a caudal medio	1,06	m ³ /h/m

El decantador secundario está provisto de un mecanismo equipado por rasquetas de fondo para arrastre de fangos decantados y de superficie para la recogida de sobrenadantes (Tabla 21).

Tabla 20. Puente clarificador		
Sistema de acumulación de fangos	Rasqueta de fondo	
Diámetro	13	m
Velocidad del motor	1420	r.p.m.
Potencia estimada del motor	0,18	kW

Mediante las rasquetas superficiales, los flotantes que hayan podido pasar de los procesos anteriores son recogidos en una arqueta, para posteriormente ser impulsados mediante una bomba centrífuga sumergible

hasta el concentrador de grasas. (Tabla 22 y 23)

Tabla 21. Retirada de flotantes		
Producción teórica de flotantes	5,0	g/m ³
Eliminación prevista	90	%
Sistema de arrastre	Barredor con rasquetas superficiales	
Peso de flotantes a retirar	5	Kg/día
Concentración prevista	6	g/l
Volumen de flotantes a evacuar	0,8	m ³ /día
Tipo evacuación	Por gravedad	
Caudal unitario	33	l/h
Diámetro de conducción	150	mm
Destino	Arqueta de fangos para posterior bombeo a concentrador de grasas	

Tabla 22. Bombeo de grasas		
Tipo de bomba	centrífuga sumergible	
Número de bombas instaladas	2	
Número de bombas en funcionamiento	1	
Caudal unitario	5	m ³ /h
Altura manométrica	4,14	m
Potencia unitaria estimada	0,08	kW
Velocidad de paso	0,43	m/s

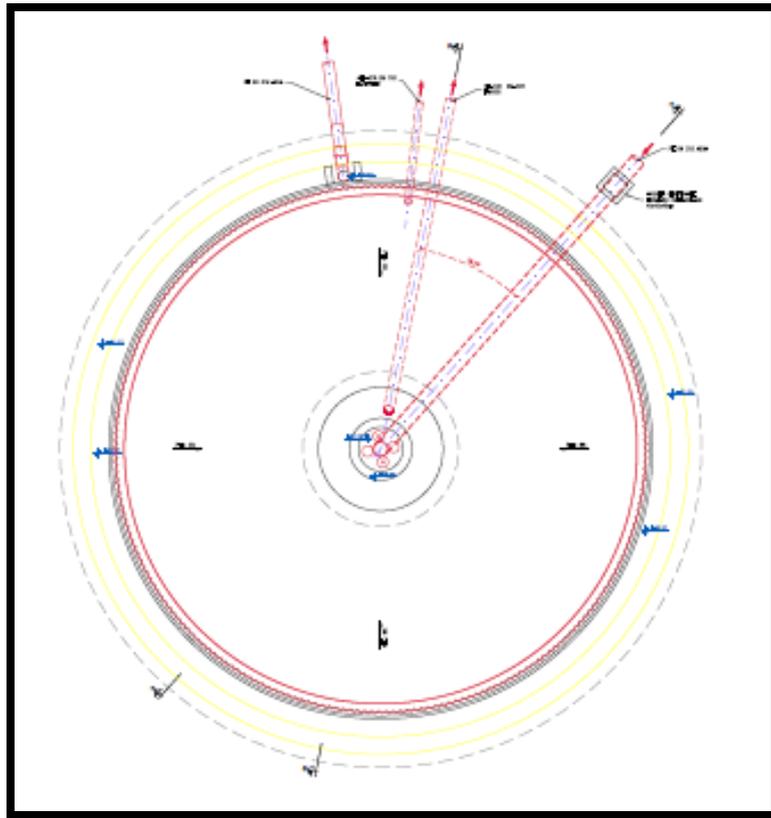


Figura 17. Planta decantador secundario

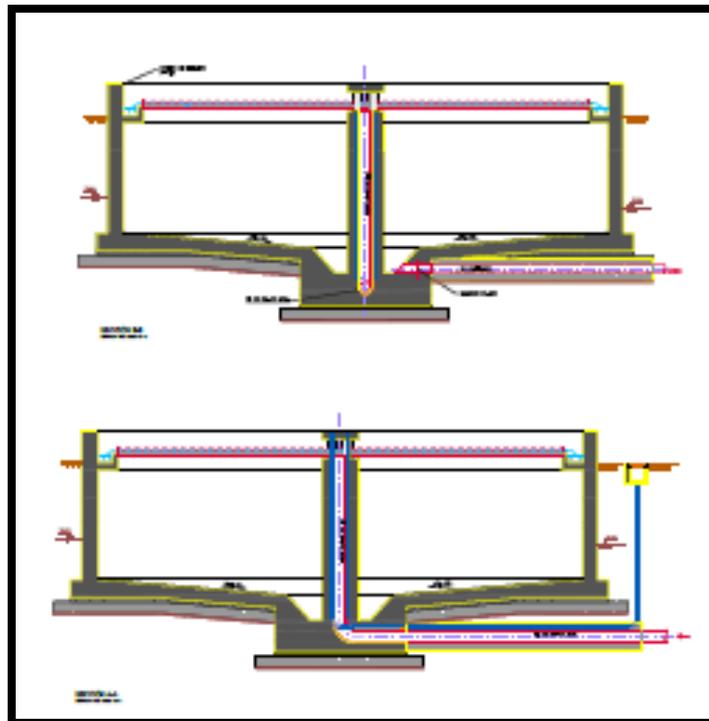


Figura 18. Secciones decantador secundario

Fangos secundarios: Producción, recirculación y purga

El software utilizado calcula las concentraciones de las diversas especies suspendidas en las corrientes utilizando el modelo de sedimentación, debiendo establecer el porcentaje del caudal de entrada que se extrae por el fondo del decantador (Recirculación + Purga). En nuestro caso lo situamos en 0,6, garantizando con este valor que se purga un caudal suficiente como para que el decantador no retenga excesivamente los fangos en el decantador y los concentre adecuadamente. De la misma manera, al querer optimizar la explotación de la planta y los costes derivados de la recirculación, recircularemos el caudal necesario (y no mayor) para que se mantenga constante la concentración de sólidos suspendidos en el reactor, garantizando, de esta manera, los microorganismos en el sistema sin que se disparen los costes. Con este parámetro el software nos dará el caudal necesario de recirculación de fangos y de purga.

Fango purga:		
Caudal purga	33,87	m ³ /día
Producción	902,74	Kg SS/día
Concentración	283,53	Kg SS/m ³

El caudal de recirculación es de 1415,33 m³/día, 1,4xQ_{entrada}, de manera teórica debemos situarnos entre el 100-150% del caudal medio de entrada a la planta.

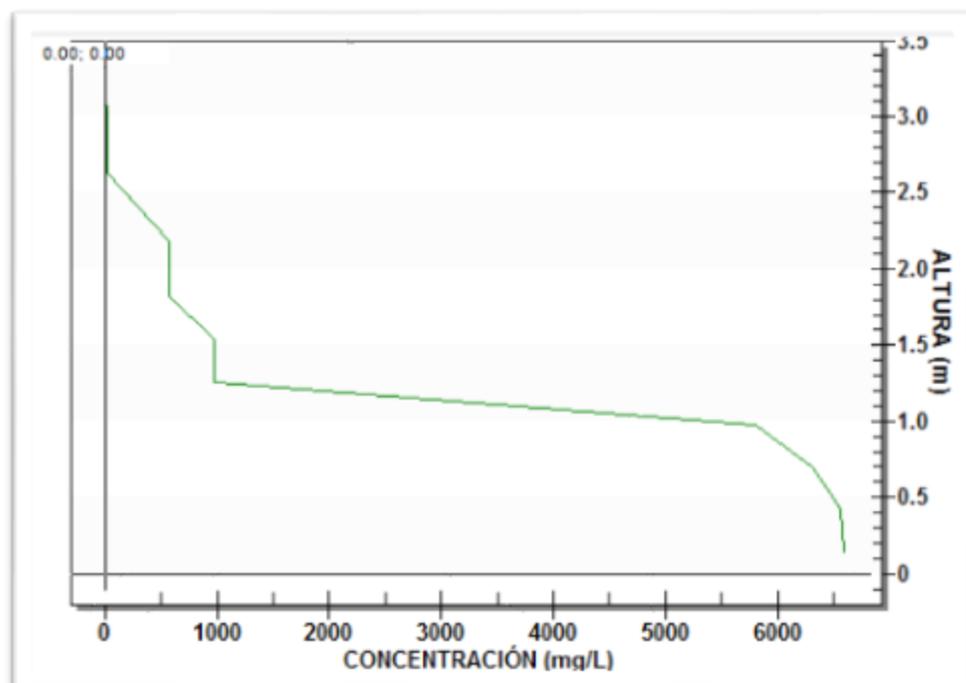


Figura 19: Gráfico Evolución de los sólidos suspendidos en el perfil del decantador, en Desass.

Para comprobar que el valor adoptado de caudal de extracción y recirculación de fangos es el correcto,

observamos la evolución de los sólidos suspendidos en el perfil del decantador (Figura 20), de esta manera detectaremos los problemas derivados de un exceso de fango, y por lo tanto un desbordamiento. La altura de la alimentación al decantador se sitúa entre 2 y 2,5, por lo que tenemos que observar que no haya una concentración alta de sólidos en esa altura del decantador. Se puede observar que conforme disminuye la altura, se va concentrando más el fango, llegando hasta 6600 mg/l de sólidos suspendidos en el fondo del decantador.

De la misma manera observamos la variación de los nitratos en el perfil del decantador (Figura 21), ya que en el fondo pueden darse condiciones de anoxia, dar lugar a desnitrificación y producirse la flotación de fangos.

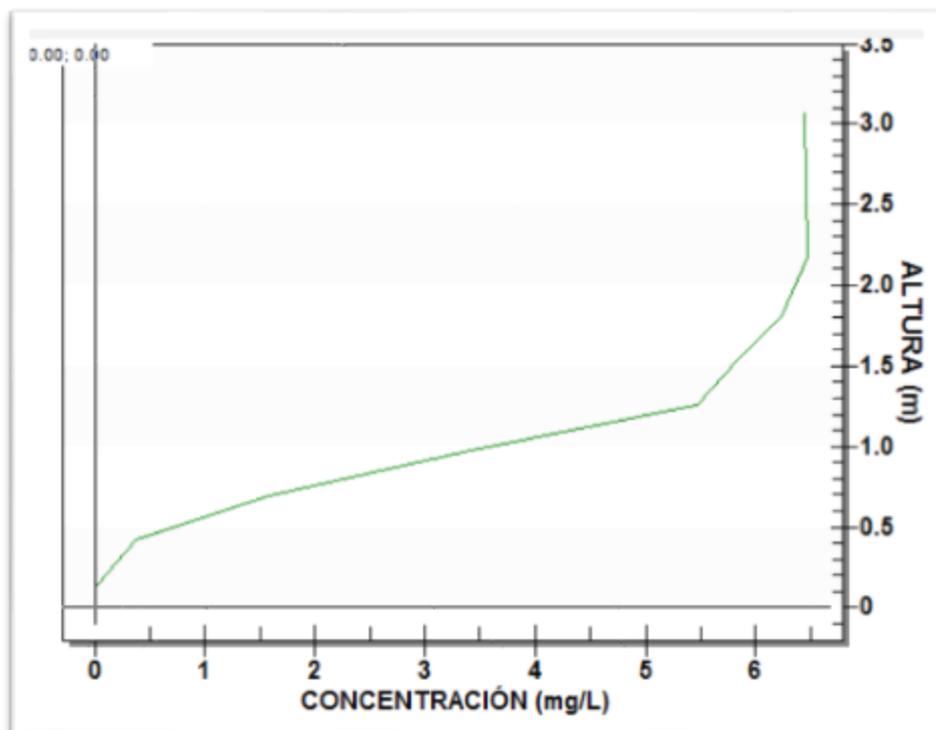


Figura 20: Gráfico Evolución de los nitratos en el perfil del decantador, en Desass.

Puede observarse el resumen de las características de los fangos en el decantador en la Tablas 24.

Tabla 23. Fangos en el decantador		
Purga de fangos		
Caudal extracción Fangos Decantador/ Caudal entrada	0,6	
Caudal purga	33,87	m ³ /día
Sólidos suspendidos del fango purgado	6596,33	mg/l
SSVB fango	34,7	%

Número de bombas	2	Ud.
Número de bombas en funcionamiento	1	Ud.
Tipo de bomba	Centrífuga sumergible	
Caudal bomba	26	m ³ /h
Altura manométrica	4,87	m
Potencia	0,49	kW
Diámetro de la conducción	110	mm
Recirculación de fangos		
Caudal	1415,33	m ³ /día
Número de bombas	2	
Número de bombas en funcionamiento	1	
Tipo de bomba	Centrífuga sumergible	
Caudal bomba	63	m ³ /h
Altura manométrica	2,10	m
Potencia	0,51	kW
Diámetro de la conducción	180	mm

En nuestras condiciones de diseño y operacionales, las características del agua a la salida del decantador secundario serán las establecidas en la Tabla 25:

DQO	45,22 mg DQO/l	≤125 mg DQO/l
Ptotal	8,13 mg P/l	No se exige
Ntotal	9,59 mg N/l	≤15 mg N/l
NH ₄	2,0 mg N/l 0	No se exige
Sólidos Suspendedos	14,26 mg/l	≤35 mg/l

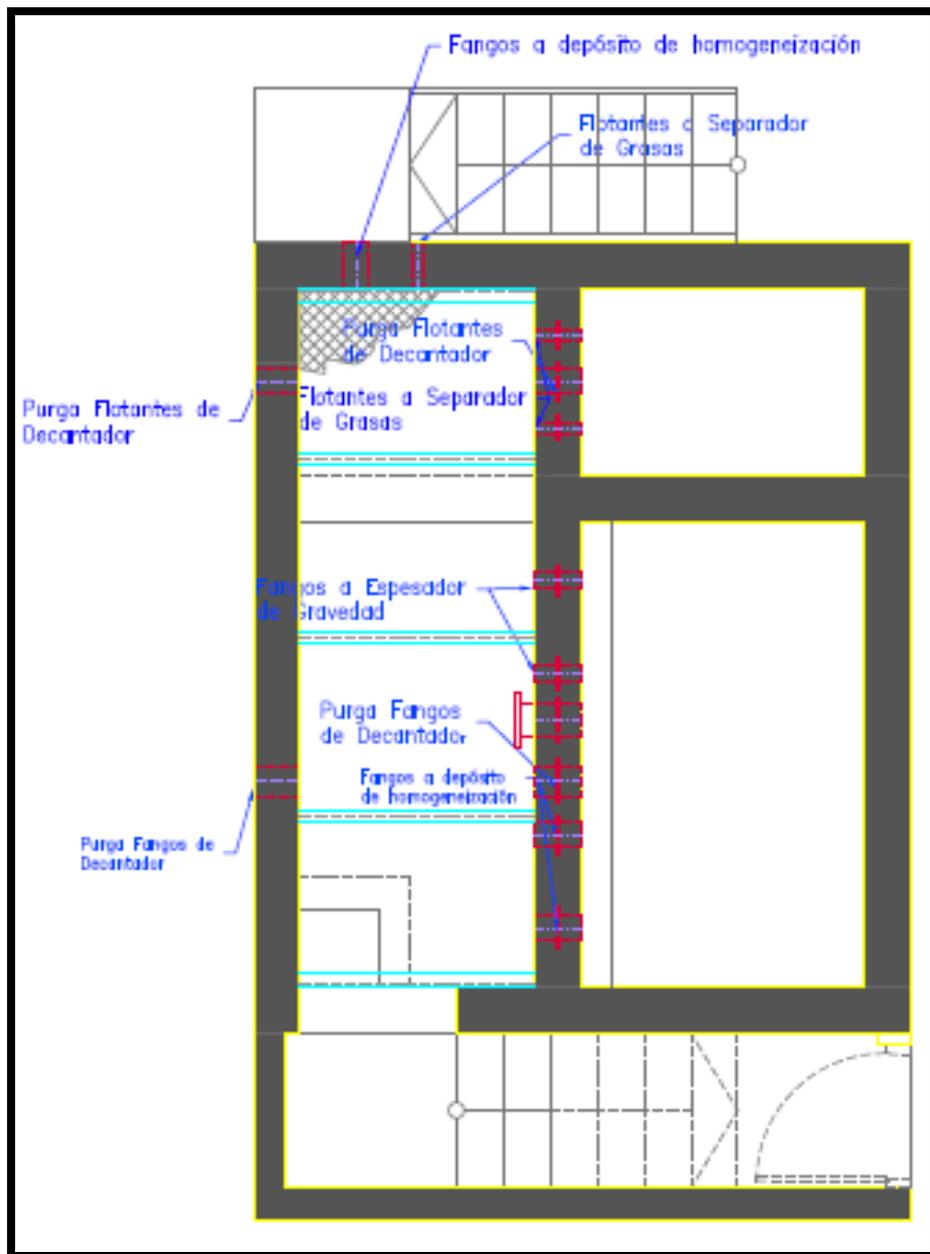


Figura 21. Planta de la arqueta de fangos

6.4.13 ARQUETA DE DERIVACIÓN

A la salida del secundario el agua llegará a una arqueta dotada con un turbidímetro y una compuerta motorizada, para que el explotador pueda parametrizar a partir de qué turbidez se permite la entrada al Terciario. Desde esta arqueta el agua tratada se dirigirá hacia el Depósito de Regulación o saldrá de la planta, pasando por el Canal de Cloración, mediante el cierre de la mencionada compuerta, que provocará el salto a través de un vertedero hacia la arqueta anexa a dicho canal.

6.4.14 DEPÓSITO DE REGULACIÓN

Absorberá las puntas de caudal de entrada a la planta para que el T. Terciario (mediante un bombeo) pueda trabajar a caudal constante, minimizando los ciclos de encendido-apagado de las lámparas UV para alargar su vida útil y optimizar el consumo energético.

Diseñado con capacidad para almacenar 600 m³ de agua de salida del T. Secundario, es decir, el 60% del volumen diario de diseño de la EDAR de Ramonete o 6 horas seguidas del caudal punta de diseño (100 m³/h). Cubierto con malla geotextil (opacidad hasta un 98% de luz solar) para evitar la formación de algas (en caso de almacenamiento prolongado) y provisto de un agitador que mantiene el agua en movimiento para evitar decantaciones.

Está prevista una salida por rebose, en caso de que el explotador decida no arrancar el bombeo. Estará dotado de un nivel hidrostático para conocer el nivel de llenado del mismo en todo momento.

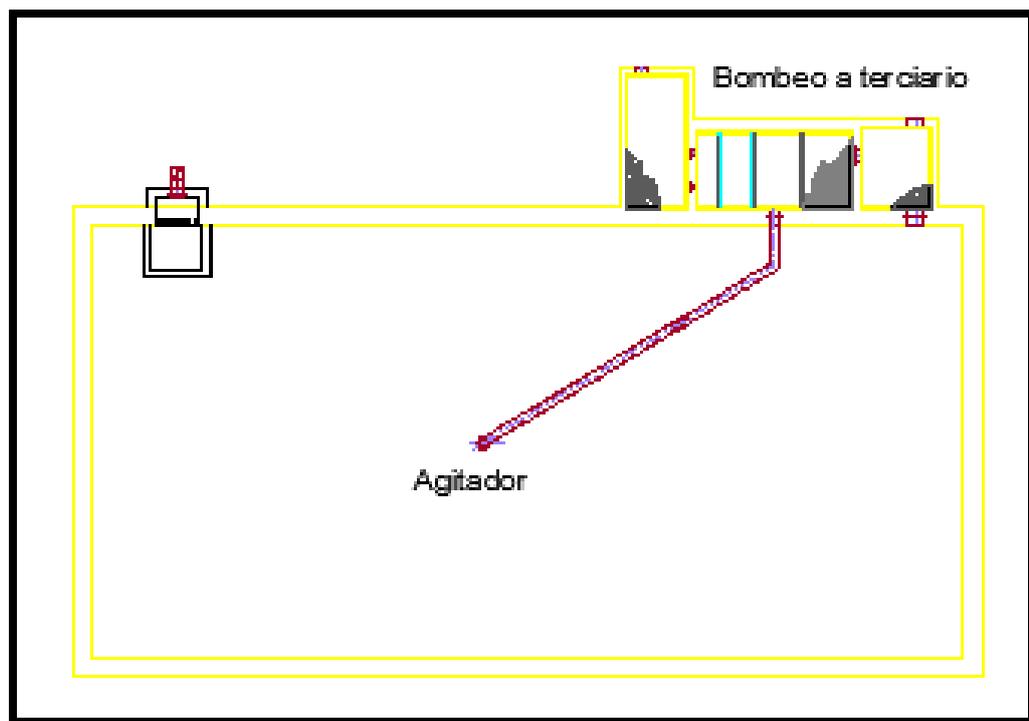


Figura 22. Planta depósito de regulación

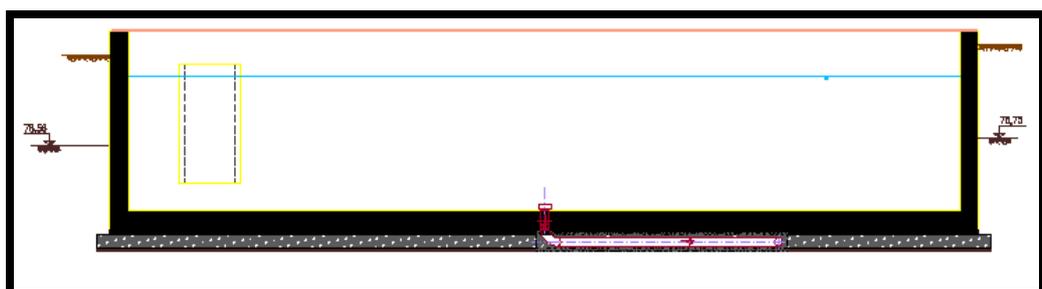


Figura 23. Sección depósito de regulación

6.4.15 BOMBEO A FILTRACIÓN

Servirá para enviar el agua almacenada en el depósito de regulación hacia el Filtro de Telas, donde se producirá la filtración terciaria.

La elección del tipo de bomba se hará a partir de las curvas características de la misma, escogiendo, en las condiciones normales de marcha y con el mejor rendimiento hidráulico y eléctrico posible, aquellas que proporcionen el caudal y la altura manométrica exigidos.

Serán instaladas dos (1+1) bombas centrífugas sumergibles, una de ellas de reserva, dotadas de variadores de frecuencia para mantener el caudal de bombeo constante frente a las variaciones de nivel en el depósito de regulación. De esta forma, el T. Terciario trabajará a caudal constante, minimizando los ciclos de encendido-apagado de las lámparas UV.

Las bombas colocadas en el bombeo serán iguales con el fin de simplificar el mantenimiento y reducir el stock de repuestos.

El dimensionamiento del pozo de bombeo responde, únicamente a las necesidades geométricas de la instalación de las bombas, ya que aspira directamente del depósito de regulación, de 600 m³ de capacidad y no está condicionado, por tanto, por otros requisitos de volumen para limitar el n° de arranques de las bombas.

Datos de diseño:

Caudal punta tiempo seco	100 m ³ /h
Caudal medio	42 m ³ /h
Equipos de bombeo:	
Líquido a bombear	Agua residual
Tipo de bombas	Centrífugas sumergidas
Nº de bombas a instalar:	2,00 Ud
Nº de bombas en funcionamiento:	1,00 Ud
Caudal unitario:	104 m ³ /h
Accionamiento bombas:	
Funcionamiento:	Automático
Sistema de control	Nivel hidrostático + boyas
Volumen adoptado:	
Anchura:	1,70 m
Longitud:	3,50 m
Profundidad:	variable entre 3,85 y 1 m
Nº de tuberías de impulsión en servicio:	1 ud
Diámetro	200 mm
Qmax=	104 m ³ /h
Sección=	0,023 m ²
Velocidad de paso=	1,215 m/s

Altura geométrica (Hg)=		entre 5,6 y 2,4	m
Pérdidas por fricción en tubería=		0,212	m
Pérdidas localizadas=		0,242	m
Altura manométrica (Hm):		entre 6,3 y 3	m
	η :	0,7	
Potencia unitaria absorbida:	2,7	CV	1,98 kW
Potencia unitaria instalada:	4,8 -4,85	kW	

Las dos bombas llevarán variador de frecuencia electrónico.

6.4.16 FILTRO DE TELAS

Se ha elegido este sistema de filtración en profundidad por los buenos resultados que ofrece tanto en reducción de turbidez, mejora de la transmitancia, reducción de sólidos en suspensión, como en eliminación de huevos de nemátodos o reducción de coliformes fecales (Andreu, Mifsut, Iglesias, & Serrano). Además, es un sistema robusto con muy bajos costes de explotación y mantenimiento y gran sencillez de operación.

El agua bombeada desde el depósito de regulación se conduce al interior del tanque y fluye, a través del medio filtrante del exterior al interior, con lo que los sólidos quedan retenidos en el textil. El Filtrado fluye así desde el interior de los segmentos a la salida, a través del eje-colector central a la cámara de recepción, abandonando el sistema a través del vertedero de salida.

Con el incremento de la cantidad de sólidos retenidos por el textil, aumenta la resistencia hidráulica a través del filtro y, en consecuencia, aumenta la diferencia de niveles de agua entre la entrada y la salida. Cuando esta diferencia alcanza los 25 cm se inicia un ciclo de limpieza. El filtro rota lentamente y se pone en funcionamiento la bomba de limpieza, de forma que la capa de sólidos formada sobre la superficie del textil es eliminada a través de los cabezales de aspiración, sin interrupción del proceso de filtración. El agua sucia (lodo) que resulta del contra-lavado, se bombea hacia el espesador de gravedad. De forma similar, los sólidos que se depositan en el fondo del tanque se retiran, de forma temporizada, a través de una bomba hacia dicho espesador. Se trata de 2 bombas de 10 l/s a 10 m.c.a. a través de una conducción común de PE-100 DN-110 mm.

El conjunto de discos de filtración trabaja siempre completamente sumergido y la limpieza se realiza exclusivamente por aspiración mediante grupo de bombas sumergible.

Al tratamiento terciario llegará el efluente secundario procedente de los decantadores, que puede alcanzar un valor punta de 100 m³/h, y que tendrá un carácter constante pues procede del bombeo del depósito de regulación.

El filtro consta de 3 discos con 6 segmentos en cada disco:

- Superficie de filtración 3 x 5 m² = 15 m²
- Diámetro del Disco = 2100 mm
- Grueso del Disco aproximado = 80 mm

- Espacio entre discos = 240 mm

Los resultados a obtener a la salida del sistema de filtración son:

SS ≤ 5 mg/l
 Turbidez a la salida del Tratamiento Terciario: ≤ 2 NTU
 Huevos de nemátodos intestinales $\leq 0,1$ huevo/l

Dimensionado

Datos de partida	Media		Punta	
Q med. Diario	Qd	1 008 m ³ /d	Qdmax	2 400 m ³ /d
Q med. Horario	Qdwf	42 m ³ /h (24 h)	Qmax	100 m ³ /h (24h)
TSS		20 mg/l		35 mg/l
Aporte de sólidos B		0,84 kg/h (24h)		3,5 kg/h

Selección filtro	Textil Microfibra (PMF)	
	Diseño basado en velocidad de filtración	Diseño basado en carga de sólidos por sup.
v permitida vF	7,0 m/h	BA carga per. 0,250 kg/m ² /h
Sup. requerida	14,3 m ²	14,0 m ²

Tipo de fitro seleccionado	SF 3/15		
Selección de número de filtros	1		
Superficie disponible / filtro	15 m ²		
Superficie filtración total	15 m ²		
v de filtración máxima efectiva vF	6,7 m/h	a Qmax	OK
v de filtración efectiva media vF	2,8 m/h	a Qdwf	
v de filtración efectiva media vF	2,8 m/h	a Qd	
Carga máx. efectiva de sólidos BA	0,233 kg/m ² /h	a Qmax	OK
Carga med. efectiva de sólidos BA	0,056 kg/m ² /h	a Qdwf	
Carga med. efectiva de sólidos BA	0,056 kg/m ² /h	a Qd	
Agua contralavado máx a B 3,5 kg/h	3,4 m ³ /h	a Qmax	3,4%
Agua contralav. medio a B 0,84 kg/h	0,83 m ³ /h	a Qd	2,0%

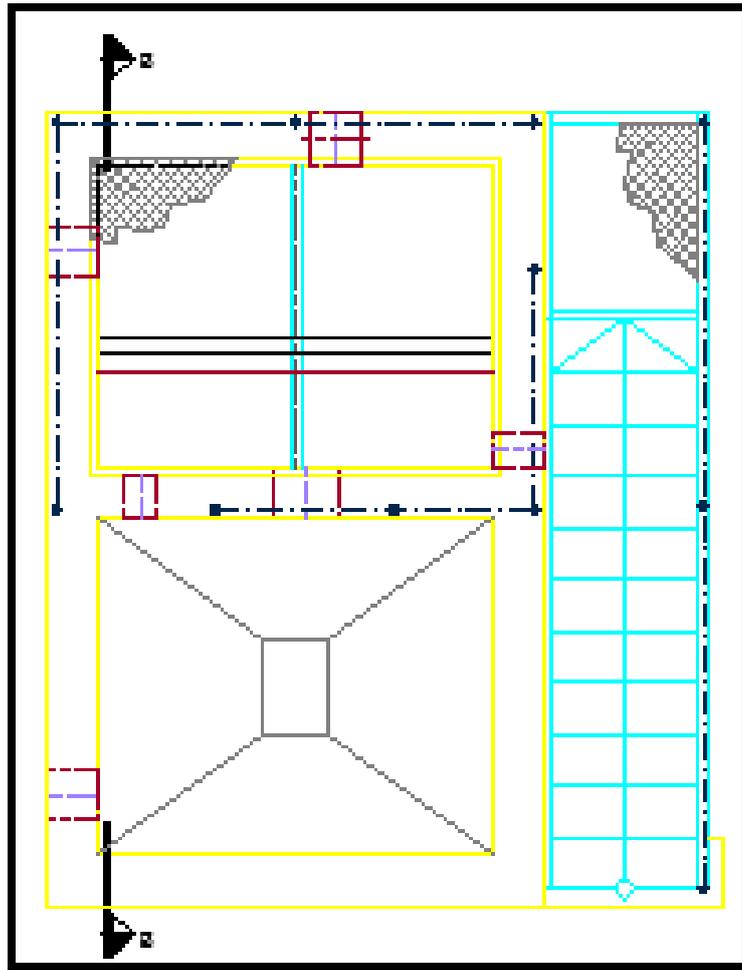


Figura 24. Planta filtro de telas

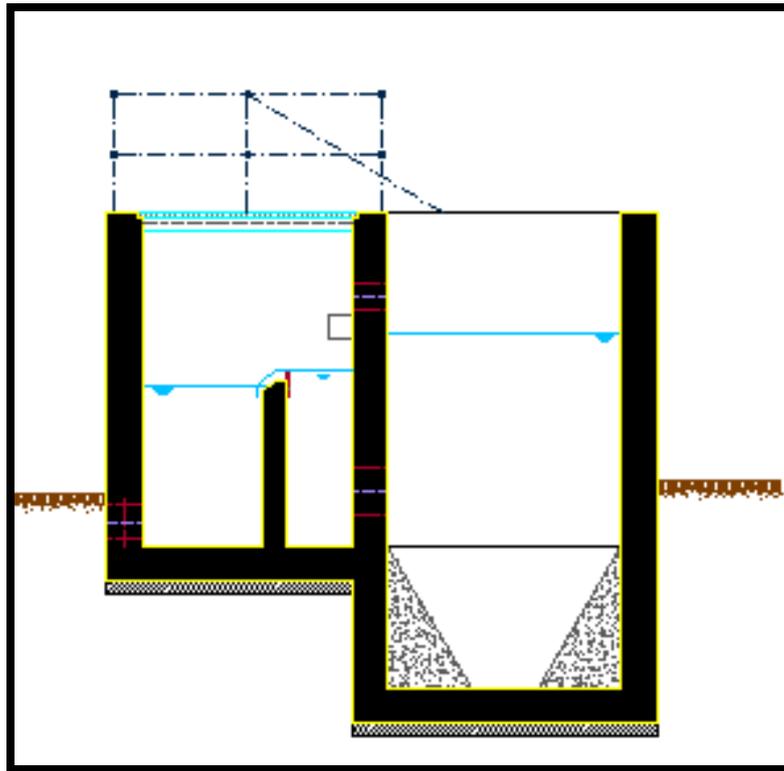


Figura 25. Sección filtro de telas

6.4.17 SISTEMA DE DESINFECCION

A la salida del filtro de telas el agua será conducida hacia el sistema de desinfección elegido. Se trata de un sistema mixto que combina la dosis UV de lámparas en tubería en baja presión con dosificación de hipoclorito (NaClO), pensado para automatizar de una manera fiable la desinfección del efluente terciario y para ahorrar reactivo y consumo eléctrico (UV). Establece un lazo de control on-line que permite ajustar el nivel de desinfección a través de la medición del potencial de referencia, controlando la dosificación requerida en cada situación.

Datos de partida considerados

- Caudal máximo $100 \text{ m}^3/\text{h}$
- Caudal medio $42 \text{ m}^3/\text{h}$
- Transmitancia $>60\%$
- TSS $< 5 \text{ mg/l}$
- 2,2 coliformes totales/100 ml, de máximo $10^5 \text{ ufc}/100 \text{ ml}$ (valor máximo admitido de 20 ufc en muestra puntual, media geométrica de la muestra integrada en 24h).

El sistema para el control de la desinfección simple (hipoclorito) y combinada (UV-hipoclorito) incorpora una sonda de medición de potencial Rédox (instalada a la salida del canal de cloración) y un controlador programable para operación automática, seleccionando el nivel de dosificación y potencia UV en función de la

entrada de caudal, intensidad UV y señales de la sonda Rédox para asegurar la calidad microbiológica del agua para su reutilización. Dispone de una señal de salida para la conexión de bomba/s dosificadoras (pulsos/frecuencia) del hipoclorito.

1.1.1 DESINFECCIÓN ULTRAVIOLETA

Caudal punta:	100,00	m ³ /h
Caudal medio:	41,67	m ³ /h
Sólidos en suspensión en el agua tratada:	<5	mg/l
Grado de desinfección garantizado:	<2,2/100	ml Coliformes
T ipo instalación	tubería en baja presión	
Nº cámaras de radiación a instalar:	2,00	Ud
Forma de construcción:	en forma de L. Funcionamiento en serie	
Montaje horizontal		
Presión nominal:	6	bar
Nº lámparas por cámara:	6,00	Ud
Nº lámparas totales:	12,00	Ud
Consumo máximo:	3,60	kVA
T ipo de lámpara:	E250	
T ransmitancia UVT 10	> 60%	
Dosis de Bioensayo Calculada (Reduction Equivalent Dose)	> 20	mJ/cm ²
Factor envejecim. y ensuciam. de los protectores combinado:	0,85	
Conexiones de las lámparas:	un extremo del reactor	
Protectores de cuarzo cerrados por un extremo		
Fijaciones de las protecciones de cuarzo:	sello hidráulico lateral	
T ipo de protecciones de cuarzo:	Q250	
Clase de protección de cámara:	IP54	
Sensor UV (Us5):	incluido	
Mecanismo de limpieza:	automático Eléctrico programable	
Detector de temperatura:	Incorporado	
Purga y vaciado (1/4"):	incluido	
Brida desmontable para mantenimiento incluida	incluida	
Peso, vacío/lleño:	60 – 110 kg	

El diseño permitirá by-pasear las cámaras de UV en caso de necesidad del explotador.

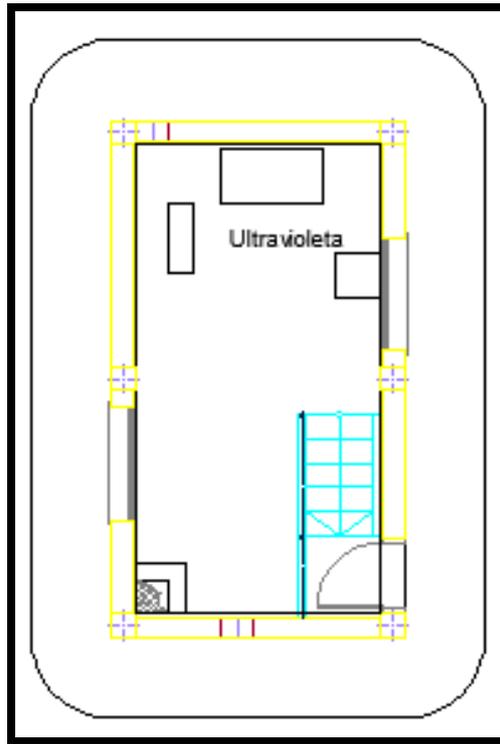


Figura 26. Planta edificio ultravioleta

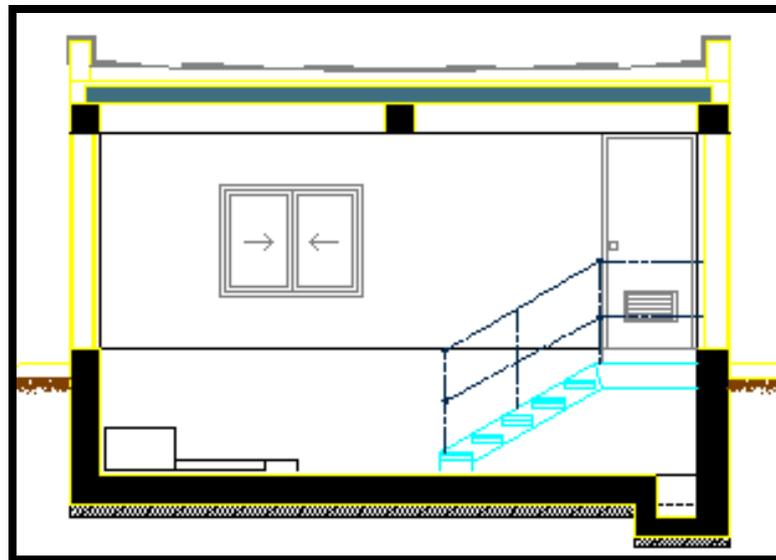


Figura 27. Sección edificio ultravioleta

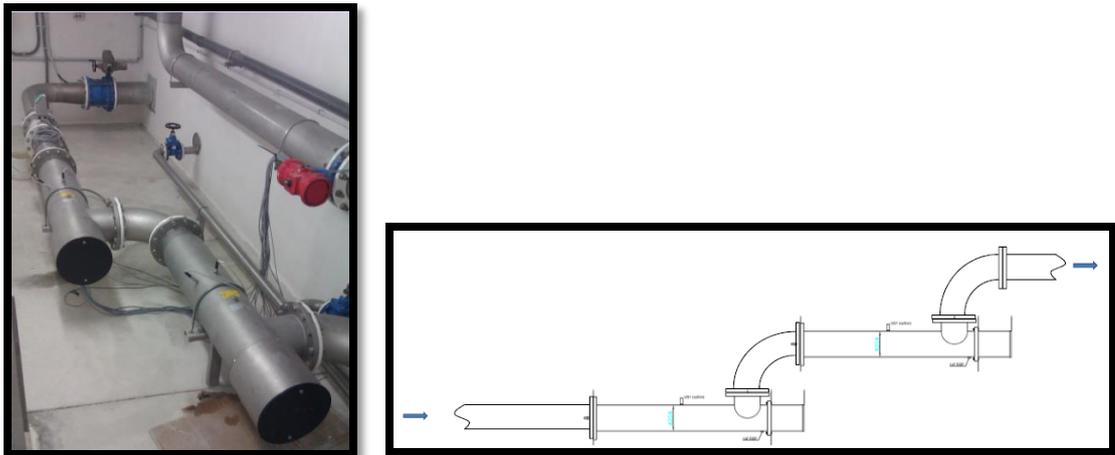


Figura 28. Disposición del equipo ultravioleta

1.1.2 CANAL DE CLORACIÓN

La dosificación de hipoclorito (NaClO) se produce en la arqueta anexa al canal de cloración, de tal forma que en dicho canal se pueda conseguirse el tiempo de contacto suficiente como para garantizar la eficacia desinfectante del reactivo:

Caudal punta:	100,00 m ³ /h	0,028 m ³ /s
ancho:	1,00 m	
largo:	14,00 m	
calado:	2,50 m	
velocidad:	0,0112 m/s	
Tiempo de contacto:	1.250 s	20 min

Dosificación:

Caudal punta:	100,00 m ³ /h
Caudal medio:	41,67 m ³ /h
Dosificación máxima en cloro:	6,00 mg/l
Necesidades horarias:	
- Máximas:	0,6 kg/h
- Medias:	0,25 kg/h
Concentración en Cl_2 del producto:	150,00 gr/l
Necesidades de hipoclorito:	
- Máximas:	4,00 l/h
- Medias:	1,67 l/h
Sistema de dosificación:	Bombas dosificadoras
Nº unidades instaladas:	2,00 Ud
Nº unidades en funcionamiento:	1,00 Ud
Caudal unitario:	20,00 l/h

Presión máxima:	5,00 kg/cm ²
Almacenamiento	Depósito
Número de depósitos	1,00
Volumen depósito	1,00 m ³
Autonomía de almacenamiento	24,80 días
Dosificación	Bombas de membrana
Número de bombas instaladas	2,00
Número de bombas en servicio	1,00
Caudal unitario necesario	4,00 l/h
Caudal máximo bomba	7,60 l/h
Altura de elevación	3.5 bar
Potencia estimada	0,25 kW

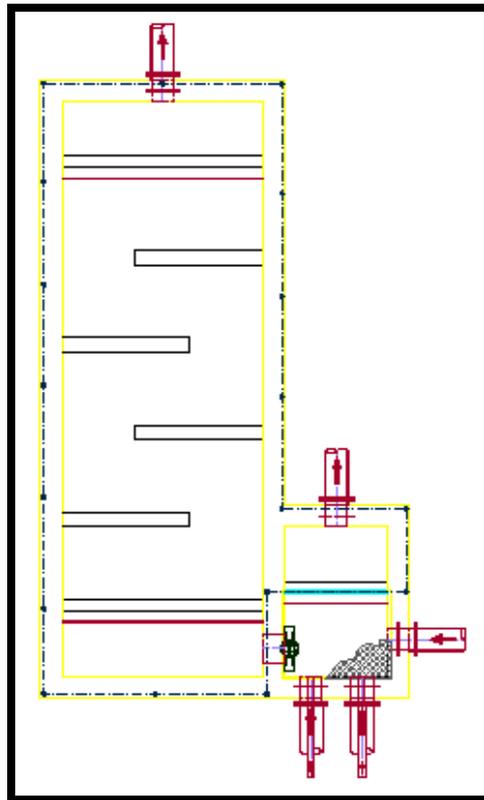


Figura 29. Planta del canal de cloración

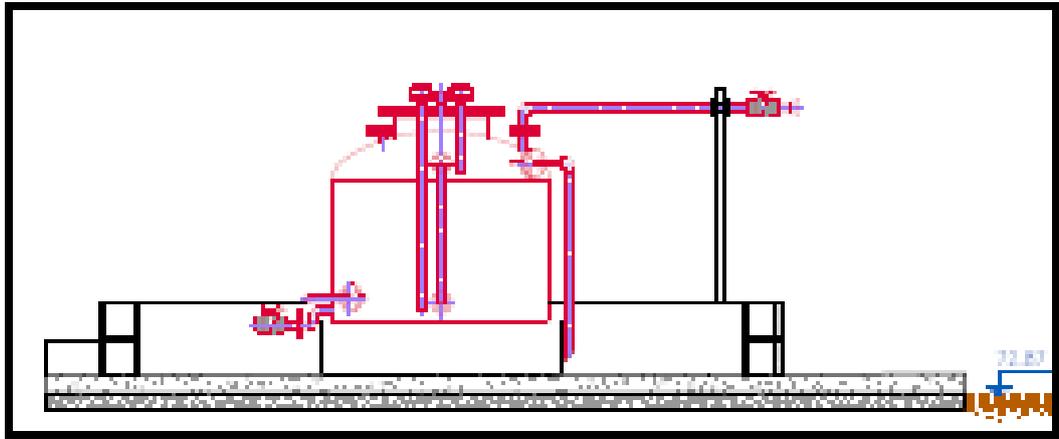


Figura 30. Cubeto de hipoclorito

6.4.18 MEDIDA DE CAUDAL DE AGUA TRATADA

Además de cuantificar el caudal que sale de la planta, servirá para enclavar la dosificación de hipoclorito y conseguir la dosis adecuada de desinfectante en el agua tratada. Se instalará en tubería de PE-100 DN-315 mm PN 10:

Tipo:	Electromagnético	
Nº de medidores instalados:	1,00	Ud
Diámetro del medidor:	200	mm
Velocidad de paso a:		
- Qpunta (100 m ³ /h):	0,88	m/seg
- Qmedio (42 m ³ /h):	0,37	m/seg

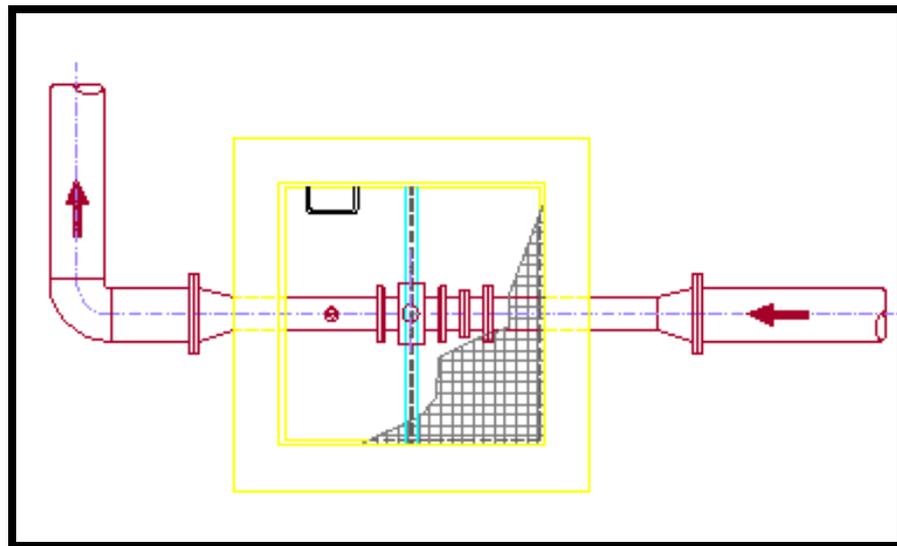


Figura 31. Arqueta medida de caudal tratada

6.5 LÍNEA DE FANGOS

La línea de fangos está compuesta por los siguientes elementos:

- Espesador de gravedad (1 ud).
- Bombas de fangos espesados (1+1 ud).
- Acondicionamiento químico del fango.
- Decantador centrífugo (1 ud).
- Evacuación de fangos deshidratados, bomba tornillo helicoidal (1 ud).
- Tolva de almacenamiento de fangos deshidratados (1 ud).

6.5.1 ESPESADOR

Los fangos procedentes del decantador secundario son conducidos hasta el espesador, donde se reparte uniformemente a través de la corona de reparto. Este fango así alimentado, sedimenta, se compacta y es extraído por la parte inferior del tanque.

El volumen del espesador se calcula no sólo para las 24 horas necesarias para espesar el fango, sino también para almacenar el fango espesado durante el tiempo que las centrifugas no están en funcionamiento.

Tabla 25. Características del fango de entrada		
Tipos de fangos	digerido	
Caudal de entrada	33,87	m ³ /día
MLSS	6596,33	mg/l

En los espesadores, tiene lugar una sedimentación de tipo retardada o zonal en la que las partículas sedimentan en bloque. Esto es debido a la elevada concentración de sólidos existente, que provoca que las partículas interaccionen entre sí tendiendo a estar en posiciones relativas fijas. Los criterios de diseño utilizados en el cálculo de los espesadores son: la carga de sólidos, la carga superficial y el tiempo de retención. Introduciéndolos en el modelo nos dará el caudal de fango purgado para alcanzar las concentraciones de sólidos deseadas.

Criterios de diseño

	Valores recomendados	Valores adoptados
Tiempo de retención (h)	≥ 12	12
Carga superficial (Kg SS/m ² /h) a 20°	≤ 0.9	0.9
Carga de sólidos (Kg SS/m ² /h)	≤ 2.9	2.9

El espesador se diseña con los parámetros de sedimentabilidad correspondientes al fango procedente del decantador secundario. Al igual que en el decantador secundario el programa aplica las ecuaciones del modelo biológico a cada una de las capas a las que considera como un reactor continuo de tanque agitado.

IVF: Nos interesa que sea un número bajo para que el fango no se desborde, así que queda fijado en 15.

Parámetros Modelo Espesador

Nº de capas	10	
Capas por debajo del alimento	8	
Altura del alimento	2	m

Parámetros Sedimentación Fango

IVF	15	ml/g
V ₀	310	m/d
rh	0,000350	m ³ /g
rp	0,0060	
V ₀ '	310	m/d
Fns (-)	0,00181	

Parámetros de diseño

Unidades	1	
Diámetro	2,7	m
Altura recta	3	m
Altura útil total	3,5	m
Pendiente en el fondo	20	%
Volumen útil	15,82	m ³

Cálculo del fango espesado

De la misma manera que en el decantador secundario, establecemos una relación de $Q_{extracción}$ de fangos/ $Q_{entrada}$, la cual nos dará el caudal de purga necesaria en el espesador.

Observando los diferentes resultados de la Tabla 27, comprobamos que conforme disminuye la relación $Q_{extracción}$ de fangos/ $Q_{entrada}$, disminuye el caudal de fangos en la purga y por consiguiente aumenta la concentración de fangos. Elegimos la relación 0,3 ya que da unos parámetros de sólidos suspendidos en el reactor aptos en el caso de fangos activados con aireación prolongada, nos da una buena concentración de ellos a la salida del espesador y además nos da el caudal necesario para que no se produzca el desbordamiento.

Estos resultados hacen que el T tiempo de Retención Hidráulico y T tiempo de Retención Celular en el espesador sean los siguientes:

$$TRH = 11,2 \text{ h}$$

$$TRC = 0,44 \text{ h}$$

Producción	223,09	Kg SS/d
Concentración	21,96	Kg SS/m ³
Caudal	10,16	m ³ /d
Diámetro de la tubería	150	mm

El líquido sobrenadante se retorna a la línea de agua, a cabecera de planta. La cantidad de líquido de sobrenadante generado en el espesador se obtiene por diferencia entre el caudal de fango alimentado y el caudal de fango espesado saliente (Tabla 28).

Tabla 27. Salida de sobrenadante		
Caudal	23,71	m ³ /día
Tipo de vertedero	triangular	
Longitud de vertedero	9,74	m
Carga sobre vertedero	0,08	m ³ /h/m.l.
Destino sobrenadante	Cabecera de planta	

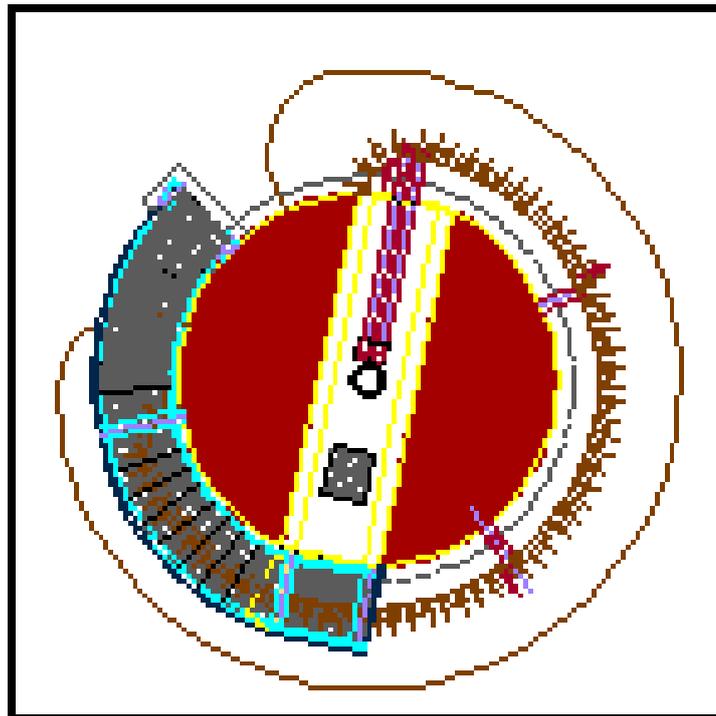


Figura 32. Planta espesador por gravedad

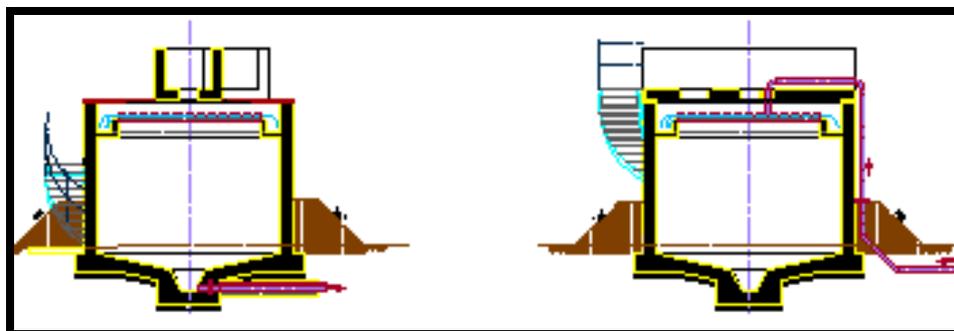


Figura 33. Secciones espesador por gravedad

6.5.2 BOMBEO DE FANGOS ESPESADOS

La extracción de los fangos espesados se realiza mediante bombas de tornillo helicoidal.

Tabla 28. Bombeo de fango espesado		
Caudal del fango espesado	10,1	m ³ /día
Horas de funcionamiento	3	h
Días de funcionamiento por semana	5	días
Tipo de bombas	Tornillo helicoidal	
Numero de bombas instaladas	2	
Numero de bombas en funcionamiento	1	
Caudal unitario necesario	4,74	m ³ /h
Caudal unitario adoptado	5	m ³ /h
Altura manométrica	10	m
Potencia necesaria estimada	1,5	kW
Diámetro de la tubería	65	mm
Velocidad de paso	0,50	m/s

6.5.3 ACONDICIONAMIENTO QUÍMICO DEL FANGO

La cantidad de polielectrolito catiónico se calcula a partir de una dosis que se debe encontrar en el intervalo de 4-7 kg de polielectrolito/t de Materia Seca de fango a acondicionar.

Tabla 29. Datos de diseño		
Producción de fangos espesado	223,09	Kg/día
Acondicionamiento de polielectrolito catiónico		
Días de trabajo a la semana	5	días
Horas de trabajo al día	3	horas
Producción de fangos espesados útiles	104,10	Kg/h
Dosis media empleada	9	Kg/T m MS
Dosis de polielectrolito hora	0,94	Kg polielectrolito/hora
Polielectrolito necesario diluido al 0,5%	187,5	l/h



Figura 34. Equipo de polielectrolito

6.5.4 DECANTADORA CENTRÍFUGA

El fango espesado, junto con el polielectrolito catiónico, es introducido en la centrífuga (Figura 36), donde el fango aumenta su concentración hasta un 22 %.

La centrífuga está dimensionada para operar 5 días a la semana durante 3 horas. La cantidad de fangos deshidratados y de caudal de líquido sobrenadante se calcula de forma análoga al espesador (Tabla 31).

Los fangos deshidratados son conducidos a una tolva de almacenamiento mediante una bomba helicoidal.

Tabla 30. Almacenamiento y dosificación de polielectrolito catiónico		
Almacenamiento	Sacos	
Tiempo de almacenamiento	49,82	días
Cantidad de poli. almacenado	100	Kg
Preparación disolución	Equipo automático	
Dilución	0,05	%
Consumo diario de agua	0,56	m ³ /día
Densidad de disolución	1,0	Kg/l
Horas de trabajo al día	3	h
Capacidad	400	l
Nº de cámaras	2	
Motor	0,37	kW
Número de agitadores	2	
Diámetro de la tubería	25	mm

Tabla 31. Datos de diseño		
Cantidad de fangos espesados	223	Kg/día
Concentración del fango espesado	2,2	%
Caudal de fango espesado	10,01	m ³ /d
Días de trabajo a la semana	5	días
Horas de funcionamiento diarias	3	horas
Sequedad de fango deshidratado	22	%

Tabla 32. Decantadora centrífuga		
Cantidad de fangos a deshidratar	223	Kg/día
Caudal de fangos a deshidratar	10.01	m ³ /d
Número de centrifugas	1	
Caudal de fangos unitario	4,70	m ³ /h
Capacidad unitaria adoptada	6	m ³ /h
Potencia unitaria	29,5	kW

Tabla 33. Salida de fangos deshidratados		
Cantidad unitaria de sólidos de salida	104,06	Kg/h
Concentración de fango deshidratado	22	g/l
Caudal unitario de fango deshidratado	0,47	m ³ /h
Caudal total medio de fango deshidratado	1,41	m ³ /día

Tabla 34. Salida del sobrenadante		
Caudal unitario de agua sobrenadante	4,19	m ³ /h
Producción total media de agua	8,99	m ³ /día
Destino sobrenadante	Cabecera de planta	



Figura 35. Decantadora centrífuga

6.5.5 EVACUACIÓN DE FANGOS DESHIDRATADOS

Los fangos son evacuados mediante una bomba (Figura 37) hacia la tolva de almacenamiento. Las características de la bomba se observan en la Tabla 36.

Tabla 35. Salida de fangos deshidratados		
Sistema de evacuación	Bomba tornillo helicoidal	
Número unidades instaladas	1	
Potencia recomendada	4	kW
Presión de bombeo	12	bar
Diámetro de la tubería	200	mm
Destino	Tolva	

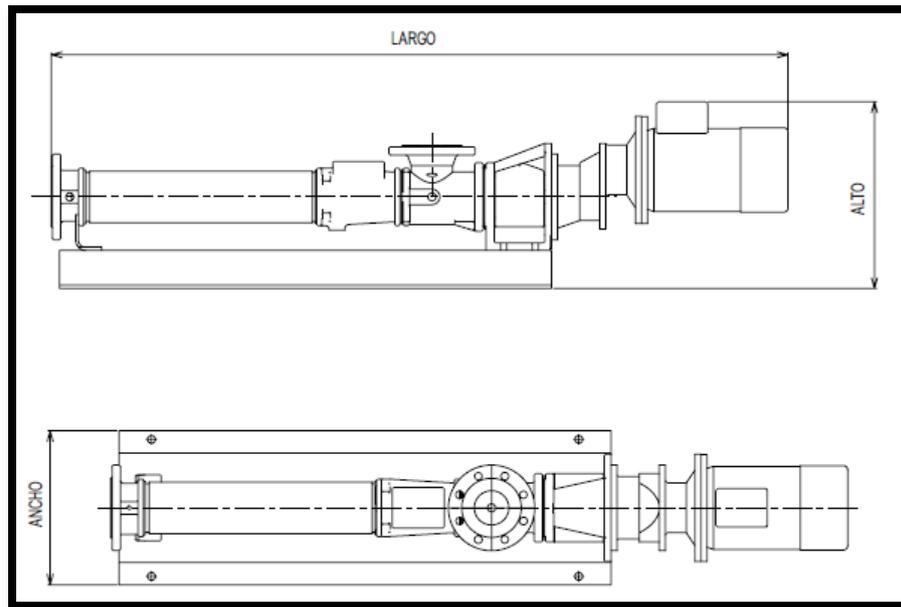


Figura 36. Bombas de evacuación de fangos deshidratados

6.5.6 ALMACENAMIENTO DE FANGO DESHIDRATADO

Para el dimensionamiento de la tolva (Figura 38), con una producción de fango seco de 1,41 m³/día, obtenemos que con una capacidad de la tolva de 15 m³, podemos almacenar durante un periodo de 10,6 días.

Tabla 36. Almacenamiento de fango deshidratado		
Tipo de almacenamiento	Tolva tronco-piramidal	
Capacidad	15	m ³
Tiempo de almacenamiento	10,6	días
accionamiento	motorizada	
Potencia motor	2	CV

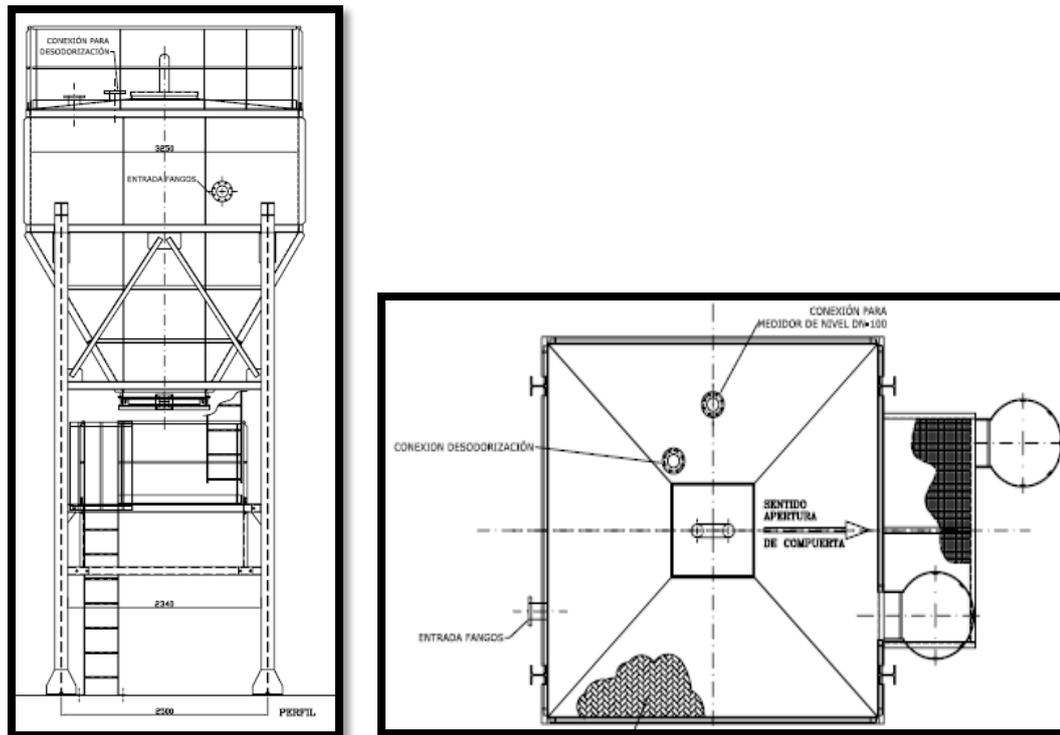


Figura 37. Tolva de fangos

6.6 DESODORIZACIÓN

Se ha intentado confinar todos los posibles focos de emisión de olores para que la extracción de gases sea lo más eficiente posible, realizándola de forma puntual y reduciendo la presencia de rejillas. Los elementos de donde se extraerá el aire para su renovación son los siguientes:

- Edificio de pretratamiento y secado de fangos: arqueta de llegada y predesbaste, arqueta de descarga del bombeo de agua bruta y centrífuga.
- Espesador de gravedad.
- Tolva de fangos.

La desodorización se realizará mediante un sistema con carbón activo.

En este proceso es fundamental seleccionar el carbón adecuado en función de la naturaleza de los contaminantes presentes en el gas a tratar. Son muy diferentes los carbones utilizados en la eliminación de compuestos orgánicos volátiles (COV) procedentes de diversos procesos industriales, que en la eliminación de gases (H_2S , NH_3 , $R-SH$) producidos en una estación depuradora de aguas residuales. Esta diferencia estriba en su naturaleza, porosidad, densidad y sistema de regeneración.

Son muy utilizados los carbones impregnados en $NaOH$ u otros reactivos alcalinos, de manera que permiten su regeneración mediante lavado con una solución alcalina de igual naturaleza. Esta regeneración se puede repetir varias veces hasta el agotamiento del carbón.

Otros carbones de naturaleza bituminosa, oxidan el H_2S convirtiéndolo en sulfato soluble en agua, lo que permite que su regeneración, se haga también con agua. Por otra parte, los carbones utilizados para la eliminación de compuestos orgánicos tales como alcoholes, hidrocarburos clorados, ésteres, acetonas, etc., requieren en muchas ocasiones regeneraciones térmicas para poder volver a ser utilizados. Asimismo el dimensionamiento del filtro es fundamental para una buena instalación.

Las torres de contacto construidas en los materiales anteriormente citados, incorporan conceptos particulares en velocidad de gas, reparto de flujo, soporte de carbón y pérdida de carga, que permiten un diseño optimizado en dimensiones, materiales y rendimiento energético del ventilador.

Según el fabricante, las características de nuestra instalación de desodorización serán las siguientes:

TORRE DE CONTACTO con las siguientes dimensiones y características generales:

Material: Polipropileno

Diámetro: 2.350 m.m

Altura total aproximada: 2.000 m.m

Espesor de construcción: 10 m.m

Carbón activo utilizado: Base de cáscara de coco con impregnación alcalina

Cantidad: 800 Kg

Densidad aparente: 550 Kg/m³

Índice de saturación sobre H_2S : 22% w/w

Tamaño medio del gránulo: 4 m.m

Contenido de humedad: 15 %

Nº de lechos: 1

Autonomía: 4.320 h

VENTILADOR centrífugo, con las siguientes características:

Material de las partes en contacto con el fluido: Polipropileno

Acoplamiento al motor: Directo

Caudal: 4.000 m³/h

Presión estático: 1.400 Pa

Potencia instalada: 3 kW

Tensión motor: 220/380 V

Velocidad angular del motor: 2.900 r.p.m.

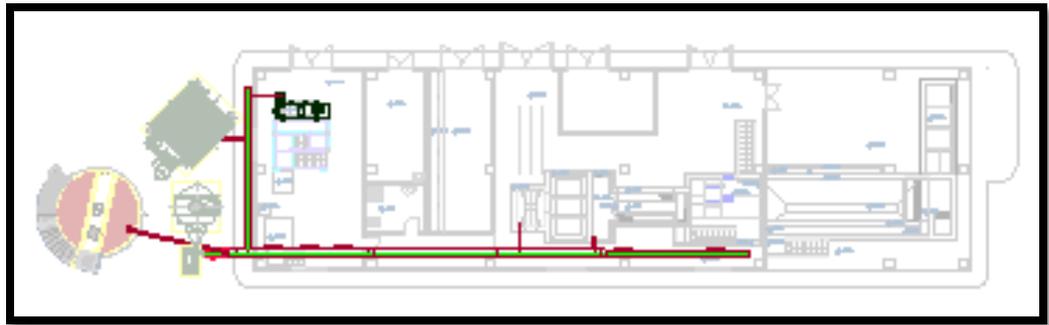


Figura 38. Planta instalación de desodorización

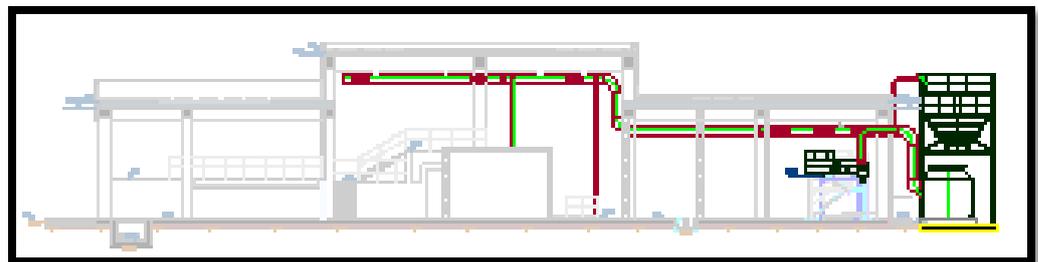


Figura 39. Sección de instalación desodorización

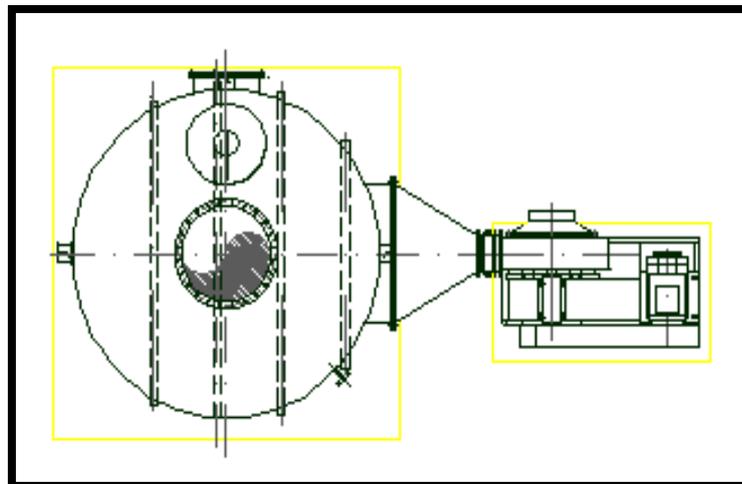


Figura 40. Torre de contacto y ventilador de desodorización

7 CÁLCULO HIDRÁULICO

7.1 BASES DE CÁLCULO DE LA LÍNEA PIEZOMÉTRICA

Se exponen en este apartado los métodos de cálculo seguidos en el Trabajo para determinar la evolución de la línea piezométrica desde la llegada del agua bruta a la EDAR hasta el vertido del agua tratada a la Rambla del Ramonete. Se establecen las bases teóricas de cálculo de pérdidas de carga diferenciando si son continuas o localizadas y si el flujo es en lámina libre o en conducción a presión.

7.1.1 PÉRDIDAS DE CARGA CONTINUAS

7.1.1.1 FLUJO EN LÁMINA LIBRE

Para el cálculo hidráulico de las secciones en canal son comúnmente usadas dos alternativas: la fórmula de Chézy o la de Manning-Strickler.

FÓRMULA DE CHÉZY

Permite obtener la velocidad media en la sección de un canal:

$$v = C * \sqrt{R_H * i} \quad [1]$$

v = Velocidad media en la sección considerada, en m/s.

R_H = Radio hidráulico de esta sección, en m.

i = Pendiente en las inmediaciones de esta sección, en metros por metro.

C = Coeficiente que puede ser adoptado por la fórmula de Bazin:

$$C = \frac{87}{1 + \frac{\gamma}{\sqrt{R_H}}} \quad [2]$$

γ = Coeficiente de circulación que varía según los materiales y naturaleza de las aguas transportadas. El valor considerado para el hormigón es de:

0,46 para agua bruta

0,30 para agua desarenada

0,16 para agua decantada

De la expresión [1], suponiendo régimen uniforme y que, por tanto, la pendiente del canal coincide con la línea piezométrica, se puede despejar la pérdida de carga:

$$\frac{v^2}{C^2} = R_H * i = R_H * \frac{\Delta h}{L}$$

$$J = \frac{\Delta h}{L} = \frac{v^2}{C^2 * R_H} \quad [3]$$

FÓRMULA DE MANNING-STRICKLER

El caudal a través de un canal viene dado por:

$$Q = v * S = \frac{1}{n} * R_H^{\frac{2}{3}} * i^{\frac{1}{2}} * S \quad [4]$$

siendo:

Q = Caudal en m³/s

S = Área de sección mojada en m²

n = Coeficiente de Manning

R_H = Radio hidráulico en m. Relación del área mojada a su perímetro mojado. R_H = A/P

i = Pendiente longitudinal en mm/m

El valor de "n" adoptado en todos los casos es de 0,013 que corresponde, a tenor de las numerosas obras en explotación de similares características a la aquí proyectada, al valor medio determinado por la experiencia para el revestimiento de hormigón envejecido.

En consonancia con lo anteriormente expuesto, las pérdidas de carga uniformes, se determinan mediante la expresión:

$$\Delta h = \frac{v^2 * n^2}{R_H^{4/3}} * L \quad [5]$$

en la que:

Δh = Pérdida de carga en m.

v = Velocidad en m/s.

n = Coeficiente de Manning

L = Longitud del tramo en m.

R_H = Radio hidráulico en m.

7.1.1.2 FLUJO EN CARGA

Para calcular las pérdidas de carga en las tuberías, de entre todas las expresiones existentes, la fórmula de Prandtl-Colebrook se considera como la más completa y correcta.

$$\Delta h = J * L \quad [6]$$

$$J = f * \frac{v^2}{2 * g * D} \quad [7]$$

A partir de la que Colebrook-White definieron el coeficiente de pérdida de carga o constante de Moody(λ) como:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{K}{3.71 * D} + \frac{2.51}{\frac{v * D}{\nu} * \sqrt{f}} \right] \quad [8]$$

En el caso el flujo de agua se encuentre en régimen laminar (nº de Reynolds inferior a 2320), la expresión para el coeficiente de pérdida de carga se simplifica a:

$$f = \frac{64}{Re}; Re = \frac{v * D}{\nu}$$

siendo:

Ah = Pérdida de carga en m.

L = Longitud del tramo considerado, en m.

J = Pérdida de carga por rozamiento en m de columna de agua por metro lineal de conducto.

v = Velocidad de circulación del agua en m/s

g = Aceleración de la gravedad = 9,81 m/s²

D = Diámetro de la tubería en m.

K = Coeficiente de rugosidad equivalente de Nikuradzé. Se consideran distintos valores experimentales en función del material de la conducción y de la limpieza de las aguas que circulan. Para tuberías de acero debe considerarse un valor medio de 1 mm.

ν = Viscosidad cinemática del efluente. A presión normal, toma valores que oscilan desde los 1,79 x 10E-6 m²/s a 0°C a los 0,30 x 10E-6 m²/s a 100°C. Se empleará en los cálculos la viscosidad correspondiente a 10°C: 1.31 x 10E-6 m²/s.

Existe otra forma alternativa de presentar la ecuación de Colebrook;

$$\Delta h = 8 * f * L * \frac{Q^2}{\pi^2 * g * D^5} \quad [9]$$

Para conducciones a sección parcialmente llena, se podrán aplicar los coeficientes correctores de Thomann-Franke a la fórmula de Prandtl-Colebrook, que definen las variaciones de caudales y velocidades en función de la altura de llenado.

7.1.1.3 PÉRDIDAS DE CARGA LOCALIZADAS

El cálculo de las pérdidas de carga localizadas se efectúa mediante la expresión general:

$$\Delta h = K * \frac{v^2}{2g} \quad [10]$$

en la que el coeficiente K adopta en cada caso el valor suficientemente contrastado por la experiencia. Los valores de K utilizados en estos cálculos función del tipo de pérdida localizada son los siguientes:

7.1.1.4 FLUJO EN CARGA

UNIÓN DE UNA TUBERIA A UN GRAN DEPÓSITO

Embocadura:

Salida sin saliente en el interior del depósito y con unión en ángulos vivos: $K = 0,5$

Salida con saliente hacia el interior del depósito: $K = 1$

Salida sin saliente en el interior del depósito y con unión de perfil redondeado: $K = 0,05$

Salida sin saliente en el interior del depósito y con unión en ángulos vivos. Empalme de salida abierto:
 $K = 1$

Desembocadura:

$K=1$

CODOS

Codos :

Tabla de valores de K para codos siendo;

r = Radio de curvatura del codo, en m.

d = Diámetro del tubo, en m.

r/d	1	1.5	2	3	4
Angulo=22.5°	0.11	0.10	0.09	0.08	0.08
Angulo=45°	0.19	0.17	0.16	0.15	0.15
Angulo=60°	0.25	0.22	0.21	0.20	0.19
Angulo=90°	0.33	0.29	0.27	0.26	0.26
Angulo=135°	0.41	0.36	0.35	0.35	0.35
Angulo= 180°	0.48	0.43	0.42	0.42	0.42

Ángulo	22.5°	30°	45°	60°	75°	90°
K	0.17	0.20	0.40	0.70	1.00	1.50

PIEZAS EN T

Derivación de llegada:

Los valores de K_b y K_r , en función de la relación caudal de llegada/caudal total después de la derivación son:

Qd/Q	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00
K_b	-0,60	-0,37	-0,18	-0,07	0,26	0,46	0,62	0,78	0,94	1,08	1,20
K_r	0	0,16	0,27	0,38	0,46	0,53	0,57	0,59	0,60	0,59	0,55

en la que:

Q_d = Caudal de llegada a la derivación

Q = Caudal total después de la derivación

K_b = Coeficiente K relativo al tramo que entronca

K_r = Coeficiente K relativo al tramo en el que se realiza el entronque.

Derivación de salida:

Los valores de K_b y K_r en función de la relación caudal derivado/caudal total de llegada a la derivación son:

Qd/Q	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00
K_b	1,00	1,00	1,01	1,03	1,05	1,09	1,15	1,22	1,32	1,38	1,45
K_r	0	0	0,02	0,04	0,06	0,10	0,15	0,20	0,26	0,32	0,40

en la que:

Q_d = Caudal que se deriva

Q = Caudal total que llega a la derivación

K_b = Coeficiente K relativo al tramo derivado

K_r = Coeficiente K relativo al tramo en el que se realiza la derivación.

T simétrica, reunión de corrientes:

Los valores de K_I y K_D se determinan mediante las expresiones:

$$K_I = 2 + 3 * \left[\left(\frac{Q_I}{Q} - \frac{Q_D}{Q} \right) \right]$$

$$K_D = 2 + 3 * \left[\left(\frac{Q_D}{Q} - \frac{Q_I}{Q} \right) \right] \quad [11]$$

en las que:

Q_I = Caudal que llega al encuentro por el lado izquierdo.

Q_D = Caudal que llega al encuentro por el lado derecho.

K_I = Coeficiente K relativo al tramo izquierdo del encuentro.

K_D = Coeficiente K relativo al tramo derecho del encuentro.

En el caso de que los caudales que vienen por la derecha y la izquierda sean iguales, el coeficiente K adopta

el valor 1,25.

T simétrica, separación de corrientes

Los valores de K_I y K_D se determinan mediante las expresiones:

$$K_I = 1 + 0.3 * \left(\frac{Q_I}{Q}\right)^2$$

$$K_D = 1 + 0.3 * \left(\frac{Q_D}{Q}\right)^2 \quad [12]$$

en las que:

Q_I = Caudal que se separa por el lado izquierdo.

Q_D = Caudal que se separa por el lado derecho.

K_I = Coeficiente K relativo al tramo izquierdo de la separación.

K_D = Coeficiente K relativo al tramo derecho de la separación.

En el caso de que los caudales que vienen por la derecha y la izquierda sean iguales, el coeficiente K adopta el valor 1,075.

CONOS

En caso de **conos convergentes**, la pérdida de carga es despreciable. Para un **cono divergente** de ángulo de apertura inferior o igual a 10° , el coeficiente K viene dado por la expresión:

$$K = 3.2 * \left(\operatorname{tg} \frac{\theta}{2}\right)^{1.25} * \left[1 - \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2\right]^2 \quad [13]$$

Siendo,

D_1 = Diámetro interior de la tubería antes del ensanchamiento, en m.

D_2 = Diámetro interior de la tubería después del ensanchamiento, en m.

En la ecuación [10] se sustituye la velocidad media antes del ensanchamiento.

Si el ángulo de apertura es superior a 10° , la pérdida de carga se indica en la fórmula siguiente relativa a los ensanchamientos bruscos.

CAMBIO BRUSCO DE DIÁMETRO

Estrechamiento

Se considera en la ecuación [10] la velocidad después del estrechamiento y el coeficiente K:

$$K = 0.5 * \left[1 - \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^2\right] \quad [14]$$

D_1 = Diámetro interior de la tubería antes del estrechamiento en m.

D_2 = Diámetro interior de la tubería después del estrechamiento en m.

Ensanchamiento

En este caso, la velocidad manejada es la de antes del ensanchamiento. El coeficiente K viene dado por:

$$K = \left[1 - \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^4 \right] \quad [15]$$

D_1 = Diámetro interior de la tubería antes del ensanchamiento, en m.

D_2 = Diámetro interior de la tubería después del ensanchamiento en m.

APARATOS DE VALVULERIA

Válvulas de compuerta:

La Tabla 42 ofrece unos valores experimentales medios de K, en función de;

p = Distancia de penetración de la compuerta en la sección supuesta circular, ofrecida por la válvula de paso del líquido, expresada en m.

D = Diámetro de esta sección (diámetro interior de la válvula) en m.

p/D	1/8	2/8	3/8	4/8	5/8	6/8	7/8
K	0.15	0.26	0.81	2.1	5.5	17	98

Válvulas de mariposa:

La Tabla 43 ofrece valores experimentales medios de K, en función de α = ángulo formado por la mariposa y el eje de la tubería, en grados.

α	5	10	15	20	30	40	45	50	60	70
K	0.24	0.52	0.90	1.5	3.9	11	19	33	120	750

Válvulas de retención:

La Tabla 44 ofrece unos valores experimentales medios de K, en función de α = ángulo formado por la clapeta y el eje de la tubería en grados. Estos valores K se considerarán en el caso de que el diámetro de paso del asiento de la clapeta sea igual a 0,73 veces el diámetro de la tubería.

α	20	30	40	50	60	70	75
K	1.7	3.2	6.6	14	30	62	90

PASO POR ORIFICIOS Y TOBERAS

Orificio cuya forma es exactamente igual a la de la vena líquida: $K = 0,7$

Pequeño orificio en pared delgada: $K = 1,1$

Orificio embebido: $K = 1,3$

Orificio rectangular en pared delgada: $K = 1,1$

Tobera cónica convergente (ángulo de 12°): $K = 0,8$

Tobera cónica divergente: $K = 0,7$

Tobera cilíndrica interior: $K = 1,4$

Tobera cilíndrica exterior: $K = 0,9$

7.1.1.5 FLUJO EN LÁMINA LIBRE

QUIEBRO DEL CANAL

Los valores de K en función del ángulo exterior del quiebro en el canal son las mostradas en la Tabla 45:

Ángulo ($^\circ$)	30	45	60	75	90
K	0.20	0.40	0.70	1.00	1.50

PASO POR COMPUERTA

Paso por compuerta de igual ancho que el canal: $K = 0,05$

Entrada o salida por compuerta: $K = 0,50$

GIRO DE 90° EN LA MASA DEL FLUJO

$K = 0,30$

EMBOCADURA

$K = 0,50$

ENSANCHAMIENTO BRUSCO

$$K = 1 - \frac{R_{HE}^2}{R_{HA}^2} \pi r^2 \quad [16]$$

en la que:

R_{HE} = Radio hidráulico de la conducción más estrecha

R_{HA} = Radio hidráulico de la conducción más ancha

7.1.2 PÉRDIDA DE CARGA EN REJAS

La pérdida de carga en rejas puede establecerse según la fórmula:

$$\Delta h = K_1 * K_2 * K_3 * \frac{v^2}{2g} \quad [17]$$

Siendo:

Δh = Pérdida de carga, en m.

v = velocidad de aproximación en el canal, en m/s.

g = aceleración de la gravedad, m/s²

En lo que se refiere a los coeficientes K , éstos toman distintos valores en función del atascamiento (K_1), de la forma de la sección horizontal de los barros (K_2) y de la sección de paso entre barros (K_3).

7.1.3 PÉRDIDAS DE CARGA EN VERTEDERO

7.1.3.1 VERTEDERO RECTANGULAR EN PARED DELGADA

El caudal viene dado por la fórmula:

$$Q = m * L * h * \sqrt{2gh} \quad [18]$$

en la que,

Q = Caudal, en m³/s.

m = Coeficiente de caudal del vertedero.

L = Longitud del umbral de vertido, en m.

h = Altura de la lámina, en m.

g = Aceleración de la gravedad, en m/s²

siendo m :

$$m = \frac{2}{3} * \left(0,605 + \left(\frac{1}{1050 * h} \right) + 0,08 * \frac{h}{p} \right)$$

Por otra parte, se designa por p , en m, la pala o altura del umbral por encima del fondo aguas arriba.

7.1.3.2 VERTEDERO TRIANGULAR EN PARED DELGADA

$$Q = \frac{8}{15} * \mu * h^2 * \sqrt{2gh} * \operatorname{tg} \left(\frac{\theta}{2} \right) \quad [19]$$

en la que;

Q = Caudal por vertedero, en m³/s.

μ = Coeficiente de caudal del vertedero rectangular de Bazin en pared delgada sin contracción lateral.

h = Altura de lámina, en m.

θ = Ángulo en el vértice del vertedero.

Según Bazin:

$$\mu = \left(0,405 + \frac{0,003}{h}\right) * \left(1 + 0,55 * \frac{h^2}{(h + p)^2}\right)$$

7.2 CÁLCULO DE LA LÍNEA PIEZOMÉTRICA

7.2.1 DATOS DE PARTIDA

Los caudales adoptados para el diseño de la E.D.A.R. son los siguientes (Tabla 46):

Caudal máximo hidráulico	208
Caudal punta	100
Caudal medio	41,7

El diseño del Pretratamiento se realiza para una capacidad de 5xQ_m (208 m³/h), mientras que el resto de la EDAR se ha calculado para el caudal punta (Q_p=100 m³/h).

La cota de llegada del colector general se ha tomado a partir del Proyecto de “**Colector de Saneamiento del Sur de las Librilleras, Km 15, Los Curas y Otras en Lorca (Murcia)**”, de febrero de 2011, al que se ha planteado una variante de trazado en su tramo final, debido al cambio de ubicación previsto para la EDAR de Ramonete. La cota de rasante del colector adoptada ha sido la **75,68**, a unos 3,4 m por debajo del terreno natural.

La cota más determinante como dato de partida en el cálculo de la línea piezométrica es la de l punto de vertido, que en nuestro caso será la rambla del Ramonete. Para estar del lado de la seguridad, se ha considerado la simultaneidad del vertido con una avenida extrema (T_R=500 años), comprobándose la no afección al correcto funcionamiento hidráulico de la EDAR. Se adopta la cota **78,00** como nivel del agua en el punto de descarga del vertido.

7.2.2 CÁLCULO DE COTAS

7.2.2.1 BY-PASS DE LA EDAR

En primer lugar, se ha calculado la posibilidad de by-pasear el caudal que llega a la EDAR a través de un colector (de las mismas características) hacia la rambla. Esta situación puede producirse cuando el caudal de llegada es muy elevado (intensas precipitaciones) y supera los 208 m³/h que es capaz de tratar la planta o cuando se decide cerrar la compuerta de aislamiento de la EDAR por motivos de mantenimiento. El caudal máximo de diseño de dicho colector se ha tomado de 575 m³/h (375 m³/h de caudal máximo de by-pass según pliego + 200 m³/h que debería absorber la planta).

La entrada a la EDAR se considera que es la arqueta denominada en el proyecto como “Arqueta de Llegada y By-pass general”. La salida a la rambla se produce a partir de la “Arqueta de Llegada a Rambla”.

BY-PASS DE LA EDAR: DESCARGA ANEGADA

Cota rambla pegada a mota:	77,08	
Cota mota rambla:	78,46	
Recubrimiento adoptado bajo mota:	0,5	
PVC teja corrugado DN:	0,63	m
Øint=	0,59	m
Cota rasante llegada a rambla:	77,350	clave tubería: 77,940
Cota crecida Rambla:	78,00	

Tramo salida a rambla-arqueta de llegada a rambla:

L (By-pass)=	16	m	
J=	0,005	m/m	
Cota rasante arqueta llegada a rambla:	77,43		
$Q_{\text{tratado}} + Q_{\text{By-pass}} =$	575	m ³ /h	0,160 m ³ /s
Usando la fórmula de Colebroock-White (8):			
K=	0,00025	m	
D=	0,59	m	S= 0,273 m ²
v=	0,58	m/s	Q= 0,160 m ³ /s
ϑ=	1,31E-06	m ² /s	
f=	0,017951		
Aplicando Darcy(7):			
f=	0,017951		
v=	0,58	m/s	
D=	0,59	m	
J=	0,00053	m/m	
L (rambla-arqueta)=	16	m	
Δh(tubería)=	0,008	m	
Δhlocalizadas:			
Llegada a Rambla:	K=	1	
Arqueta (embocadura):	K=	0,5	
$v^2/(2g)=$	0,0174	m	
Δh(localizadas)=	0,026	m	
Δh(total)=	0,035	m	
Cota lámina agua arqueta llegada rambla:	78,03	clave tubería: 78,020	

Tramo arqueta llegada rambla-arqueta de llegada y by-pass general:

(pendiente tubería) J=	0,005	m/m	
L=	124,1	m	
2 pozos			
QmaxBypass =	375	m ³ /h	0,104 m ³ /s
J=	0,005	m/m	

Usando la fórmula de Prandtl Colebrook:

Coeficiente de rugosidad equivalente =	0,00025	m	
Q(sección llena)=	450	l/s	0,450 m ³ /s
v=	1,64		

Acudiendo a las tablas de Thormann y Franke:

Q/Q´=	0,231		
v/v´=	0,82		
h/D =	0,324		
Calado (QmaxBypass)=	0,191	m	
v=	1,349	m/s	
desembocadura arqueta llegada rambla:	K=	1	
Pozo (desembocadura-embocadura):	K=	1,1	2 ud
Arqueta de llegada y by-pass general(embocadura):	K=	0,5	
v ² /(2g)=	0,093	m	
Δh(localizadas)=	0,343	m	
Δh(tubería)=	0,621	m	
Δh(total)=	0,964	m	

Cota lámina agua arqueta de llegada y by-pass general: 78,58 clave tubería: 78,64

Cota rasante tubería en arqueta by-pass entrada: 78,05

Cota solera arqueta by-pass entrada: 75,60

Cota coronación by-pass entrada: 81,40

7.2.2.2 LÍNEA DE AGUA

A partir de la cota de salida a la rambla comienza el cálculo de la línea piezométrica, en sentido inverso al flujo de agua, para determinar las pérdidas de carga que se van produciendo y, consecuentemente, la elevación necesaria de los distintos elementos para que este normal funcionamiento hidráulico se produzca adecuadamente. Habrá tramos de la línea con flujo en presión y tramos en lámina libre por lo que utilizaremos las distintas expresiones expuestas en el apartado "Bases de Cálculo" según el caso.

VERTIDO A RAMBLA DEL RAMONETE

La situación más desfavorable se dará cuando el vertido esté anegado por la crecida de la rambla y cuando el caudal sea máximo:

$Q_{\text{tratado}} + Q_{\text{By-pass}} =$	575	m ³ /h	0,160	m ³ /s
Cota rambla pegada a mota:	77,08			
Cota mota rambla:	78,46			
Recubrimiento adoptado bajo mota:	0,5			
PVC teja corrugado DN:	0,630	m		
$\varnothing_{\text{int}} =$	0,590	m		
Cota rasante llegada a rambla:	77,35		clave tubo:	77,94
Cota crecida Rambla:	78,00			

ARQUETA DE LLEGADA A RAMBLA

L (salida rambla-arqueta)=	16	m		
(pendiente tubería) J=	0,005	m/m		
Cota rasante en arqueta llegada a rambla:	77,43			
$Q_{\text{tratado}} + Q_{\text{By-pass}} =$	575	m ³ /h	0,160	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):	K = 0,25			
	K = 0,00025	m		
	D = 0,59	m	S = 0,273	m ²
	v = 0,58	m/s	Q = 0,160	m ³ /s
	$\vartheta = 1,31E-06$	m ² /s		
	f = 0,017951			
Aplicando Darcy(7):				
	f = 0,017951			
	v = 0,58	m/s		
	D = 0,59	m		
	J = 0,00053	m/m		
L (rambla-arqueta)=	16	m		
Δh (tubería)=	0,008	m		
Δh localizadas:				
Llegada a Rambla:	K = 1			
Arqueta (embocadura):	K = 0,5			
$\sqrt{2/(2g)} =$	0,0174	m		

$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,026	m	
$\Delta h(\text{total})=$	0,035	m	
Cota lámina agua arqueta llegada a rambla:	78,03	clave tubería:	78,020
Cota solera arqueta llegada a rambla:	77,33		
vertedero en pared delgada (18):			
L (vertedero)=	1,2	m	
Qmax=	200	m ³ /h	0,056 m ³ /s
resguardo:	0,545	m	
altura del vertedero desde la solera de la arqueta (p):	1,25		
h (m)=	0,086	m	
Cota vertedero en arqueta llegada a rambla:	78,580		
Cota lámina agua arqueta llegada a rambla (antes vertedero):	78,67	Z _{terr} alto:	79,23
Cota coronación arqueta llegada a rambla:	79,43	Z _{terr} bajo:	79,14

CANAL DE CLORACIÓN

Tramo arqueta llegada a rambla-canal cloración:

Qmax=	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):				
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e=	23,2 mm
Dint=	0,269	m	S=	0,057 m ²
v=	0,980	m/s		
$\vartheta=$	1,31E-06	m ² /s		
f=	0,020743			
Aplicando Darcy(7):				
f=	0,020743			
v ₁ =	0,980	m/s		
D=	0,269	m		
J=	0,00378	m/m		
L (arq. llegada rambla-canal cloración)=	46,5	m		
$\Delta h(\text{tubería})=$	0,176	m		
$\Delta h(\text{localizadas})=$				

Arqueta llegada rambla (desembocadura):	K=	1		
codo 35°	K=	0,16		
codo 90°	K=	0,29	3	ud
Arqueta salida (embocadura):	K=	0,5		
$v_1^2/(2g)=$	0,049	m		
Reducción para caudalímetro DN-200:	0,2			
cono convergente:	K despreciable			
cono divergente:	K=	0,20		
$v_2=$	1,768	m/s		
$v_2^2/(2g)=$	0,159			
$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,156	m		
$\Delta h(\text{total})=$	0,332	m		
Cota lámina agua salida canal cloración:	79,00			
vertedero en pared delgada (18):				
L (vertedero)=	2,75	m		
$Q_{\max}=$	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
resguardo:	0,250	m		
altura del vertedero desde la solera (p):	2,50			
h (m)=	0,049	m		
Cota lámina agua final carrusel de cloración:	79,30			
Cota vertedero salida carrusel:	79,247			
Cota solera canal cloración:	76,75			

Tramo interior carrusel de cloración

$Q_{\max}=$	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
b =	1,00	m	ancho canal	
h =	2,50	m	altura lámina de agua	
Rh = Sm/Pm	0,417	m	radio hidráulico	
Por Bazin (2):				
Y =	0,460	m	para el hormigón,	
C =	50,80		mayor a mayor	
v =	0,022	m/s	rugosidad	
A partir de Chezy (3):				
J =	4,5928E-07	m/m		

longitud canal=	14,00	m		
$\Delta h(\text{canal})=$	0,000	m		
Cota lámina agua principio carrusel de cloración:	79,30			

Entrada al carrusel de cloración:

vertedero en pared delgada (18):				
L (vertedero)=	2,75	m		
Qmax=	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
resguardo:	0,250	m		
altura del vertedero desde la solera (p):	2,80			
h (m)=	0,049	m		
Cota lámina agua entrada canal cloración:	79,60			
Cota vertedero entrada carrusel:	79,546		Z _{terr} bajo: 79,9	
Cota coronación canal cloración:	80,40		Z _{terr} alto: 80,18	

Arqueta anexa canal de cloración:

Paso a través de hueco 0,40x0,40	S=	0,16	m ²	
Qmax=	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
Pérdidas de carga localizadas:	v=	0,35	m/s	
Compuerta mural	K=	0,500		
$v^2/(2g)=$	0,006	m		
$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,003	m		
Cota lámina agua arqueta anexa canal cloración:	79,60		(antes del vertedero)	

By-pass canal cloración:

Cota vertedero arqueta anexa:	79,749			
Qmax=	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):				
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e= 23,2	mm
Dint=	0,269	m	S= 0,057	m ²

	$v=$	0,980	m/s		
	$\vartheta=$	1,31E-06	m ² /s		
	f=	0,020743			
Aplicando Darcy(7):					
	f=	0,020743			
	v=	0,980	m/s		
	D=	0,269	m		
	J=	0,00378	m/m		
	L (by-pass canal cloración)=	5,5	m		
	Δh (tubería)=	0,021	m		
	Δh localizadas:				
	codo 90°	K=	0,29	1	ud
	Arqueta anexa (embocadura):	K=	0,5		
	$v^2/(2g)=$	0,049	m		
	Δh (localizadas)=	0,039	m		
	Δh (total)=	0,060	m		
	Cota lámina agua arqueta anexa canal cloración:	79,06	(después del vertedero)		
	Resguardo:	0,69	m		
	vertedero en pared delgada (18):				
	L (vertedero)=	1,4	m		
	Q _{max} =	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
	altura del vertedero desde la solera (p):	1,10			
	h (m)=	0,077	m		
	Cota lámina agua arqueta anexa canal cloración:	79,83	antes del vertedero, funcionando el by-pass		
	Cota coronación arqueta anexa canal cloración:	80,40			
	Cota solera canal cloración:	78,65			

Vamos a calcular todas las hipótesis posibles de funcionamiento de la EDAR por lo que, de momento, suponemos que el T. Terciario no se está produciendo pero el agua sí es enviada al Depósito de Regulación, de donde sale por rebose hacia el Canal de Cloración:

DEPÓSITO DE REGULACIÓN

Tramo salida depósito-arqueta anexa cloración:

Qmax= 100 m3/h 0,028 m3/s

Usando la fórmula de Colebroock-White (8):

K= 0,00025 m
 DN= 315 mm e= 23,2 mm
 Dint= 0,269 m S= 0,057 m2
 v= 0,490 m/s
 $\vartheta = 1,31E-06$ m2/s
f= 0,021919

Aplicando Darcy(7):

f= 0,021919
 v= 0,490 m/s
 D= 0,269 m
J= 0,001 m/m

L (salida Depósito-entrada arqueta anexa balsa)= 23,5 m

Δh (tubería)= 0,023 m

Δh localizadas:

Arqueta anexa (desembocadura): K= 1
 codo 45° K= 0,17 2 ud
 salida Depósito (embocadura): K= 0,5

$v^2/(2g)$ = 0,012 m

Δh (localizadas)= 0,023 m

Δh (total)= 0,046 m

Cota lámina agua arqueta salida Depósito: 79,64

**Cota lámina agua arqueta salida Depósito (funcionando el
by-pass de la cloración): 79,87**

Cota solera arqueta salida Depósito: 79,29

Salida Depósito:

vertedero en pared delgada (18):

L (vertedero)= 1 m

Qmax= 100 m3/h 0,028 m3/s

altura del vertedero desde la solera (p): 3,00

h (m)= 0,061 m

Resguardo: 0,20

Cota vertedero:	80,07	
Cota lámina agua en Depósito:	80,13	
Cota solera Depósito:	77,13	Z _{terr} alto: 80,85
Cota coronación Depósito:	81,13	Z _{terr} bajo: 80,4

A continuación se calcula la salida del agua del Tratamiento Secundario a través de la "Arqueta de Derivación", considerando las alternativas posibles de enviarla al Depósito de Regulación o directamente al Canal de Cloración:

ARQUETA DE DERIVACIÓN

Tramo entrada arqueta anexa cloración-salida arqueta derivación:

	Q _{max} =	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):					
	K=	0,00025	m		
	DN=	315	mm	e=	23,2 mm
	D _{int} =	0,269	m	S=	0,057 m ²
	v=	0,490	m/s		
	θ=	1,31E-06	m ² /s		
	f=	0,021919			
Aplicando Darcy(7):					
	f=	0,021919			
	v=	0,490	m/s		
	D=	0,269	m		
	J=	0,001	m/m		
	L (arq. anexa-arq. derivación)=	27	m		
	Δh(tubería)=	0,027	m		
Δh(localizadas):					
Arqueta anexa cloración (desembocadura):	K=	1			
codo 90°	K=	0,29		2	ud
Arqueta salida (embocadura):	K=	0,5			
	v ² /(2g)=	0,012	m		
	Δh(localizadas)=	0,025	m		
	Δh(total)=	0,052	m		
Cota lámina agua arqueta derivación (después del vertedero):		79,65			

Qmax=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
altura del vertedero desde la solera (p):	1,10			
h (m)=	0,039	m		
Cota lámina agua arqueta derivación (antes vertedero):	80,39		(caso de que el agua no vaya al Terciario)	
Cota solera arqueta derivación:	79,25		Z _{terr} alto:	79,95
Cota coronación arqueta derivación:	80,75		Z _{terr} bajo:	79,87

DECANTADOR SECUNDARIO

Tramo arqueta Derivación-Decantador:

Qmax=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):				
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e=	23,2 mm
Dint=	0,269	m	S=	0,057 m ²
v=	0,490	m/s		
θ=	1,31E-06	m ² /s		
f=	0,021919			
Aplicando Darcy(7):				
f=	0,021919			
v=	0,490	m/s		
D=	0,269	m		
J=	0,001	m/m		
L (arqueta salida-decantador)=	11	m		
Δh(tubería)=	0,011	m		
Δhlocalizadas:				
Arqueta derivación (desembocadura):	K=	1		
codo 90°	K=	0,29	2	ud
v ² /(2g)=	0,0122	m		
Δh(localizadas)=	0,019	m		
Δh(total)=	0,030	m		

Salida canal decantador (tramo AISI):

	Qmax=	100	m3/h	0,028	m3/s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):					
	K=	0,00025	m		
	DN=	300	mm	e= 0	mm
	Dint=	0,300	m	S= 0,071	m2
	v=	0,393	m/s		
	ϑ=	1,31E-06	m2/s		
	f=	0,021836			
Aplicando Darcy(7):					
	f=	0,021836			
	v=	0,393	m/s		
	D=	0,300	m		
	J=	0,001	m/m		
	L (salida canal-tramo PEAD)=	2	m		
	Δh(tubería)=	0,001	m		
	Δhlocalizadas:				
	Salida canal (embocadura):	K=	0,5		
	codo 90°	K=	0,29		
	v ² /(2g)=	0,0079	m		
	Δh(localizadas)=	0,006	m		
	Δh(total)=	0,007	m		
	Cota lámina agua salida decantador:	80,42			

canal agua clarificada en decantador:

	Qmax=	100	m3/h	0,028	m3/s
tomamos la mitad del caudal (se reparte en el canal)		50	m3/h	0,014	m3/s
	b =	0,400	m	ancho canal	
	$h_c = \sqrt[3]{\frac{Q^2}{g * b^2}}$	h _c (crítica)=	0,050	m	
como queremos un régimen lento, h>h _c =		0,150	m	altura lámina de agua	
	Rh = Sm/Pm	0,086	m	radio hidráulico	
Por Bazin (2):					
	Y =	0,160	m	para el hormigón, mayor a	
	C =	56,26		mayor rugosidad	
	v =	0,231	m/s		
A partir de Chezy (3):					

J =	0,00020	m/m		
radio a eje canal:	6,3	m		
l (mitad)=	19,79	m		
$\Delta h(\text{canal})=$	0,004	m		
$\Delta h(\text{localizadas}):$				
embocadura $\varnothing 300:$	K= 0,5		$S_{200}= 0,07$	m ²
giro de 90° en la masa del flujo:	K= 0,3			
$V_{300} =$	0,393	m/s		
$v^2/(2g)=$	0,0079	m		
$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,006	m		
Cota lámina agua canal clarificado:	80,43			
Resguardo:	0,15	m		
Cota solera canal clarificado:	80,27			
Cota vertedero canal clarificado:	80,58	(vértice)		
lámina de agua sobre el vertedero triangular:				
$Q_{\max}=$	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
radio a borde interior canal:	5,8	m		
perímetro:	36,443	m		
n° vertederos/m:	4	$\theta=90^\circ$		
n° vertederos:	147			
$Q_{\text{unit}}=$	0,00018926	m ³ /s		
por la fórmula del vertedero triangular en pared				
delgada (19):				
h=	0,030	m		
p=	3,500	m		
$\mu=$	0,504			
Cota lámina agua decantador:	80,62			
Cota solera decantador:	77,12	(base muro perimetral)	$Z_{\text{terr}} \text{ alto: } 80,45$	
Cota coronación decantador:	81,12		$Z_{\text{terr}} \text{ bajo: } 80,1$	

Entrada a decantador desde Biológico:

$Q_{\max} + Q_{\text{recirculación}}=$	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):				
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e= 23,2	mm

Dint=	0,269	m	S=	0,057	m ²
v=	0,980	m/s			
θ=	1,31E-06	m ² /s			
f=	0,020743				
Aplicando Darcy(7):					
f=	0,020743				
v=	0,980	m/s			
D=	0,269	m			
J=	0,00378	m/m			
L (decantador-salida reactor)=	61,8	m			
Δh(tubería)=	0,234	m			
Δhlocalizadas:					
desembocadura en decantador:	K=	1			
codo 90°	K=	0,29			
codo 60°	K=	0,22		2 ud	
codo 45°	K=	0,17			
embocadura en arqueta de salida Biológico:	K=	0,5			
v ² /(2g)=	0,0490	m			
Δh(localizadas)=	0,118	m			
Δh(total)=	0,351	m			
Cota lámina agua salida Biológico:	80,97				

REACTOR BIOLÓGICO

Vaso del Reactor:

salida del reactor a través de un vertedero (18): (pared delgada)					
resguardo:	0,33	m			
Q _p + Q _{recirculación} =	200,00	m ³ /h	0,056	m ³ /s	
L (vertedero)=	3,20	m			
altura del vertedero desde la solera (p):	3,000				
h (m)=	0,044	m			
Cota lámina agua Reactor Biológico:	81,34				
Cota solera Reactor Biológico:	78,34				
Cota vertedero salida Reactor Biológico:	81,297		Z _{terr} alto:	80,97	
Cota coronación muro Reactor Biológico:	81,84		Z _{terr} bajo:	80,21	

Tramo entrada Reactor-salida Cámara de Homogeneización:

Usando la fórmula de Colebrook-White (8):

Qp=	200	m ³ /h	0,056	m ³ /s
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e=	23,2 mm
Dint=	0,269	m	S=	0,057 m ²
v=	0,980	m/s		
θ=	1,31E-06	m ² /s		
f=	0,020743			

Aplicando Darcy(7):

f=	0,020743			
v=	0,980	m/s		
D=	0,269	m		
J=	0,004	m/m		
L (salida Homogeneización-biológico)=	6,5	m		
Δh(tubería)=	0,025	m		
Δhlocalizadas:				
desembocadura en Reactor:	K=	1		
codo 60°	K=	0,22		
embocadura salida Homogeneización:	K=	0,5		
v ² /(2g)=	0,0490	m		
Δh(localizadas)=	0,084	m		
Δh(total)=	0,109	m		
Cota lámina agua Homogeneización:	81,45			
Cota solera Cámara de Homogeneización:	78,95		Z _{terr} alto:	80,52
Cota coronación muro C. Homogeneización:	81,85		Z _{terr} bajo:	80,3

Tramo entrada Cámara de Homogeneización-salida Desarenador :

Usando la fórmula de Colebrook-White (8):

Qp=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
K=	0,00025	m		
DN=	315	mm	e=	23,2 mm
Dint=	0,269	m	S=	0,057 m ²

	$v=$	0,490	m/s	
	$\vartheta=$	1,31E-06	m ² /s	
	$f=$	0,021919		
Aplicando Darcy(7):				
	$f=$	0,021919		
	$v=$	0,490	m/s	
	$D=$	0,269	m	
	$J=$	0,001	m/m	
L (entrada Homogeneización-salida Desarenador)=		48,5	m	
Δh (tubería)=		0,048	m	
Δh localizadas:				
desembocadura en Homogeneización:	$K=$	1		
codo 90°	$K=$	0,29		2 ud
codo 45°	$K=$	0,17		
embocadura Desarenador:	$K=$	0,5		
$v^2/(2g)=$		0,0122	m	
Δh (localizadas)=		0,028	m	
Δh (total)=		0,076	m	
Cota lámina agua salida Desarenador:		81,53		

Hasta ahora, muchos tramos de la línea piezométrica se han calculado para caudales superiores al $Q_p=100$ m³/h ya que esta situación puede darse:

- Entre Reactor Biológico y Decantador por el caudal de recirculación de fangos.
- A partir del Canal de Cloración, porque coincida (caso muy poco probable) el funcionamiento del Terciario (con el agua almacenada en el Depósito de Regulación) con el By-pass del Terciario desde la arqueta de Derivación.

A partir de ahora se calcula el Pretratamiento con un caudal máximo de 208 m³/h. Se ha contemplado, también, la posibilidad de by-passear el propio Desarenador a través de un canal:

DESARENADOR-DESENGRASADOR

Vaso del Desarenador:

salida del Desarenador a través de un vertedero (18): (pared delgada)

resguardo:	1,22	m		
$Q_{max}=$	208	m ³ /h	0,058	m ³ /s

L (vertedero)=	2,25	m	
altura del vertedero desde la solera (p):	2,50	m	
h (m)=	0,058	m	
Cota lámina agua Desarenador:	82,80		
Cota solera Desarenador:	80,24	(calado=2,50 m)	
Cota vertedero salida Desarenador:	82,744		
Cota coronación muro Desarenador:	83,34		Z _{terr} alto: 81,55
al ser velocidades tan lentas, las pérdidas dentro del canal desarenador son despreciables			Z _{terr} bajo: 81,31

By-Pass General planta:

a través de un vertedero (18): (pared delgada)			
Q _{max} -Q _p =	108	m ³ /h	0,030 m ³ /s
L (vertedero)=	1,00	m	
altura del vertedero desde la solera (p):	1,482	m	
h (m)=	0,064	m	
Resguardo:	0,2	m	
Cota vertedero By-Pass General:	81,726		
Cota lámina agua salida Desarenador (1):	81,79		
Comprobación para Q _{By-Pass} =Q _{max} :			
Q _{By-Pass} =Q _{max} :	208	m ³ /h	0,058 m ³ /s
L (vertedero)=	1,00	m	
altura del vertedero desde la solera (p):	1,482	m	
h (m)=	0,100	m	
Cota lámina agua salida Desarenador(2):	81,83		
quedaría un resguardo de:	0,92	m	OK

By-Pass Desarenador:

La situación más desfavorable se da cuando se está vertiendo al By-pass General. En este caso:

Cota lámina agua salida Desarenador:	81,83
Cota del canal de by-pass en la entrada al desarenador:	82,17

Dándole al canal una pendiente del 1,5%, tendríamos una
 cota al final del canal de: 82,03 > 81,83
 por lo que quedaría una descarga libre
 ancho canal = 0,400 m
 longitud canal = 9,20 m

TAMIZADO

Cota solera apoyo tamiz (cota descarga): 83,17
Cota lámina agua Desarenador: 82,80
Resguardo: 0,37
Cota solera Edificio: 81,250

Según el fabricante del Rototamiz, la altura de la lámina de agua dentro del tamiz debe estar comprendida entre 0,685 y 0,865 m medidos desde la solera de apoyo.

Adoptaremos un nivel intermedio (0,775) por lo que:

Cota lámina agua entrada tamiz: 83,945

Qmax = 208 m³/h 0,058 m³/s

Reducción entrada tamiz DN-250 a DN-200:

cono convergente: K= 0

DN= 0,25 m S= 0,049 m²

DN= 0,2 m S= 0,031 m²

V₂₅₀= 1,177 m/s v²₂₅₀/(2g)= 0,071 m

V₂₀₀= 1,839 m/s v²₂₀₀/(2g)= 0,172 m

$$K = 0,5 * \left[1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^2 \right]$$

K: 0,32

Δh(localizadas)= 0,055 m

Entrada Tamiz(DN-200):

K= 1

Derivación "T":

K= 1,09

$$\Delta H = K * \frac{v^2}{2g} \quad \text{Codo } 90^\circ:$$

K= 0,29

Válvula de compuerta (DN-250):

K= 0,10

Embocadura:

K= 0,50

Δh(localizadas)= 0,312 m

Pérdidas de carga lineales: 0,7 m en DN-250

Usando la fórmula de Colebrook-White (8):

Qmax=	208	m ³ /h	0,058	m ³ /s
K=	0,00025	m		
DN=	250	mm	e= 18,4	mm
Dint=	0,213	m	S= 0,036	m ²
v=	1,618	m/s		
θ=	1,31E-06	m ² /s		
f=	0,022304			

Aplicando Darcy(7):

f=	0,022304			
v=	1,618	m/s		
D=	0,213	m		
J=	0,01397	m/m		
L (entrada filtro)=	0,7	m		
Δh(tubería)=	0,010	m		
Δh(total)=	0,322	m		

Cota lámina agua arqueta alimentación tamiz:	84,267	calado 1=	0,250	m
		calado 2=	1,097	m

CANALES DESBASTE

Arqueta alimentación tamiz:

Pérdida por ensanchamiento brusco:

Qp=	208	m ³ /h	0,058	m ³ /s
be =	0,4		ba = 1,5	m
he =	0,250		ha = 1,097	m
v =	0,578	m/s		

$$K = 1 - \frac{R_{hE}^2}{R_{hA}^2}$$

R _{hE} =	0,1111
R _{hA} =	0,4454
K=	0,9378

Δh(localizadas)=	0,016	m
------------------	-------	---

Pérdida por compuerta:

	$k = 0,5$		
$\Delta H = K * \frac{v^2}{2g}$	$Q = 0,058$	m ³ /s	caudal
	$a = 0,4$	m	ancho compuerta
	$h = 0,266$	m	altura lámina de agua
	$v = 0,543$	m/s	velocidad
	$\Delta h(\text{localizadas}) = 0,008$	m	
Cota solera canal desbaste:	84,017		

Canal después de la reja

$h_c = \sqrt[3]{\frac{Q^2}{g * b^2}}$	$Q_{\max} = 208$	m ³ /h	0,058	m ³ /s
	$b = 0,400$	m	ancho canal	
	$h_c(\text{crítica}) = 0,129$	m		
como queremos un régimen lento, $h > h_c =$	0,273	m	altura lámina de agua	
$R_h = S_m/P_m$	0,116	m	radio hidráulico	
Por Bazin (2):				
	$Y = 0,460$	m	para el hormigón, mayor	
	$C = 36,97$		a mayor rugosidad	
	$v = 0,528$	m/s		
A partir de Chezy (3):				
	$J = 0,00176719$	m/m		
longitud canal =	1,00	m		
$\Delta h(\text{canal}) =$	0,002	m		
Cota lámina agua después reja:	84,292	calado =	0,275	m

Canal antes de la reja

	$Q_{\max} = 208$	m ³ /h	0,058	m ³ /s
	$b = 0,400$	m	ancho canal	
	$h_c(\text{crítica}) = 0,129$	m		
como queremos un régimen lento, $h > h_c =$	0,300	m	altura lámina de agua	
$R_h = S_m/P_m$	0,120	m	radio hidráulico	
Por Bazin (2):				
	$Y = 0,460$	m	para el hormigón, mayor a	
	$C = 37,37$		mayor rugosidad	

$$v = 0,481 \text{ m/s}$$

A partir de Chezy (3):

$$J = 0,00138315 \text{ m/m}$$

$$\text{longitud canal} = 2,00 \text{ m}$$

$$\Delta h(\text{canal}) = 0,003 \text{ m}$$

Reja

$$Q_{\text{max}} = 208 \text{ m}^3/\text{h} \quad 0,058 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$b = 0,4 \text{ m} \quad \text{ancho canal reja}$$

$$h \text{ aprox} = 0,297 \text{ m} \quad \text{altura lámina de agua}$$

$$V_{\text{aprox}} = 0,486 \text{ m/s}$$

$$k_1 = 2,04 \quad \text{Atascamiento } (100/\text{m})^2$$

$$\Delta H = K_1 * K_2 * K_3 * \frac{v^2}{2 * g}$$

m= sección libre de atascamiento m= 70%

$$k_2 = 1 \quad \text{Sección barrote (1 rectos-0,37 trapezoidales)}$$

$$k_3 = 0,868 \quad \text{Relación ancho /separación}$$

$$V_{\text{reja}} = 1,06$$

$$\Delta h(\text{Reja}) = 0,021$$

$$\frac{e}{(e + d)} = 0,65 \quad e = 0,015$$

$$d = 0,008$$

$$\frac{z}{4} * \left[\left(\frac{z}{e} \right) + \left(\frac{1}{h} \right) \right] = 1,37 \quad z = 0,04$$

$$\text{Cota lámina agua antes reja: } 84,316$$

$$h = 0,297$$

$$\text{calado} = 0,299 \text{ m}$$

K_3 : Valores de sección de paso ente barrotes

e: Espacio entre barrotes

d: Anchura de barrotes

z: espesor de los barrotes

h: altura sumergida de los barrotes

$(z/4) \left(\frac{z}{e} + \frac{1}{h} \right)$	$e / (e + d)$									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
0	245	51.5	18.2	8.25	4.0	2.0	0.97	0.42	0.13	0
0.2	230	48	17.4	7.70	3.75	1.87	0.91	0.40	0.13	0.01
0.4	221	46	16.6	7.40	3.60	1.80	0.88	0.39	0.13	0.01
0.6	199	42	15	6.60	3.20	1.60	0.80	0.36	0.13	0.01
0.8	164	34	12.2	5.50	2.70	1.34	0.66	0.31	0.12	0.02
1	149	31	11.1	5.00	2.40	1.20	0.61	0.29	0.11	0.02
1.4	137	28.4	10.3	4.60	2.25	1.15	0.58	0.28	0.11	0.03
2	134	27.4	9.90	4.40	2.20	1.13	0.58	0.28	0.12	0.04
3	132	27.5	10.0	4.50	2.24	1.17	0.61	0.31	0.15	0.05

Descarga bombeo

Como vimos antes, las pérdidas por rozamiento en el canal son:

$$\Delta h(\text{canal}) = 0,003 \text{ m}$$

Pérdida por compuerta:

$$k = 0,5$$

$$Q_{max} = 208 \quad m^3/h \quad 0,058 \quad m^3/s$$

$$a = 0,4 \quad m \quad \text{ancho compuerta}$$

$$h = 0,300 \quad m \quad \text{altura lámina de agua}$$

$$v = 0,481 \quad m/s \quad \text{velocidad}$$

$$\Delta h(\text{localizadas}) = 0,006 \quad m$$

Estrechamiento brusco: (entrada a canal)

$$K = 0,23$$

$$b = 0,400 \quad m$$

$$h = 0,300 \quad m$$

$$v = 0,481 \quad m/s$$

$$v^2/(2g) = 0,0118 \quad m$$

$$\Delta h(\text{localizadas}) = 0,003 \quad m$$

$$\text{Cota lámina agua arqueta descarga bombeo: } 84,328 \quad \text{calado} = 0,311 \quad m$$

$$\text{Cota solera canal desbaste: } 84,017$$

En este punto llegamos al comienzo de la línea piezométrica, en cuanto a su funcionamiento hidráulico por gravedad. Ésta es la cota a la que ha de elevarse el agua residual para que pueda comenzar el proceso de depuración y sea vertida a la rambla del Ramonete, una vez tratada.

El calado del colector de llegada se calcula mediante las correcciones de Thormann-Franke a la expresión de Colebrook, ya que dicho colector no llega a sección llena. Como ya dijimos al comienzo de este Anejo, la cota de la rasante del colector de llegada será la 75,68:

ARQUETA DE LLEGADA Y BY-PASS GENERAL

$$\text{Cota rasante Colector Llegada: } 75,68 \quad m$$

$$\text{Diámetro colector entrada: } 630 \quad mm \quad \text{PVC corrugado}$$

$$Q_{max} = 208 \quad m^3/h \quad 0,058 \quad m^3/s$$

$$\text{Diámetro int} = 0,590 \quad m$$

$$\text{Pendiente} = 0,30 \quad \%$$

Usando la fórmula de Prandtl Colebrook:

$$\text{Coeficiente de rugosidad equivalente} = 0,00025 \quad m$$

$$\text{Viscosidad cinemática del efluente} = 1,31E-06 \quad m^2/s$$

$$\text{Caudal a sección llena} = 391,41 \quad l/s \quad 1.409,1 \quad m^3/h$$

Velocidad a sección llena =	1,430	m/s
Acudiendo a las tablas de Thormann y Franke:		
	Q/Q' =	0,148
	v/v' =	0,730
	h/D =	0,258
Calado colector llegada (208 m³/h)=	0,152	m
	v =	1,044 m/s
Pérdidas de carga localizadas:		
Arqueta (desembocadura-embocadura):	K =	1,1
Compuerta mural	K =	0,500
	v ₂ /(2g) =	0,056 m
	Δh(localizadas) =	0,089 m

Llegada a pozo de muy gruesos:

Diámetro colector entrada:	630	mm	PVC corrugado
Q _{max} =	208	m ³ /h	0,058 m ³ /s
Diámetro int =	0,590	m	
Pendiente =	1,00	%	
L =	3	m	
Cota rasante Colector Llegada:	75,650	m	
Usando la fórmula de Prandtl Colebrook:			
Coefficiente de rugosidad equivalente =	0,00025	m	
Viscosidad cinemática del efluente =	1,31E-06	m ² /s	
Caudal a sección llena =	722,58	l/s	2.601,3 m ³ /h
Velocidad a sección llena =	2,640	m/s	
Acudiendo a las tablas de Thormann y Franke:			
	Q/Q' =	0,080	
	v/v' =	0,610	
	h/D =	0,188	
Calado colector llegada (208 m³/h)=	0,111	m	
	v =	1,610	m/s
Cota lámina agua pozo de muy gruesos:	75,761		

La cota rasante del colector de llegada, junto con el calado en dicho colector, determinan el nivel de agua en el pozo de gruesos. A continuación, el agua atraviesa la reja de predesbaste, que implica una pequeña pérdida de carga:

POZO DE MUY GRUESOS

Reja de muy gruesos:

Cota Solera Pozo de muy gruesos: 73,650

$Q_{max} =$	208	m ³ /h		0,058	m ³ /s
$b =$	1,0	m			ancho canal reja
$h \text{ aprox} =$	1,0	m			altura lámina de agua
$V_{\text{aprox}} =$	0,058	m/s			
$k_1 =$	2,04	Atascamiento (100/m) ²			
$\Delta H = K_1 * K_2 * K_3 * \frac{v^2}{2 * g}$			$m =$ sección libre de atascamiento		$m = 70\%$
$k_2 =$	1	Sección barrote (1 rectos-0,37 trapezoidales)			
$k_3 =$	0,6	Relación ancho /separación			
$V_{\text{reja}} =$	0,12		$\frac{e}{(e + d)} =$	0,71	$e = 0,03$
$\Delta h(\text{Reja}) =$	0,00				$d = 0,012$
			$\frac{z}{4} * \left[\left(\frac{2}{e} \right) + \left(\frac{1}{h} \right) \right] =$	1,02	$z = 0,06$
					$h = 1$

K_3 : Valores de sección de paso ente barros

e: Espacio entre barros

d: Anchura de barros

z: espesor de los barros

h: altura sumergida de los barros

$(z/4) \left(\frac{2}{e} + \frac{1}{h} \right)$	$e / (e + d)$									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
0	245	51.5	18.2	8.25	4.0	2.0	0.97	0.42	0.13	0
0.2	230	48	17.4	7.70	3.75	1.87	0.91	0.40	0.13	0.01
0.4	221	46	16.6	7.40	3.60	1.80	0.88	0.39	0.13	0.01
0.6	199	42	15	6.60	3.20	1.60	0.80	0.36	0.13	0.01
0.8	164	34	12.2	5.50	2.70	1.34	0.66	0.31	0.12	0.02
1	149	31	11.1	5.00	2.40	1.20	0.61	0.29	0.11	0.02
1.4	137	28.4	10.3	4.60	2.25	1.15	0.58	0.28	0.11	0.03
2	134	27.4	9.90	4.40	2.20	1.13	0.58	0.28	0.12	0.04
3	132	27.5	10.0	4.50	2.24	1.17	0.61	0.31	0.15	0.05

La altura de elevación necesaria para las bombas se calcula sumando la altura geométrica de elevación a las pérdidas en tubería, tanto pérdidas continuas como localizadas. El caudal impulsado por cada bomba transcurre por tuberías independientes.

IMPULSIÓN DE AGUA BRUTA

Caudal medio:	42	m ³ /h	
Caudal máximo:	208	m ³ /h	
nº de bombas:	3	ud	
nº de bombas simultáneas:	2	ud	
Qmax/bomba	104	m ³ /h	28,9 l/s
Longitud de la tubería:	10,64	m	
Cota pozo bombeo:	73,650	m	
Mayor cota geométrica :	84,792	m	

DIAMETRO MAS CONVENIENTE

FORMULADE VIBERT

$$D = 1,456 * \left(\frac{n * e}{f} \right)^{0,154} * Q^{0,46}$$

	Previsto	Adoptado	
Q = caudal medio diario=	1.000	1.000	m ³ /d
Horas de funcionamiento al día =	24	24	h
Q = caudal medio de bombeo=	41,667	41,667	m ³ /h
	0,012	0,012	m ³ /s
n = Tiempo de funcionamiento =	1	1	días
e = precio del kW =	0,200	0,200	Euros/kW
f = precio de la tubería colocada =	10,000		Euros/kg
D = Diámetro económico de tubería =	0,102	0,150	m

PERDIDAS EN TUBERIAS

	Previsto	Adoptado	
Qmax (por tubería) =	104	104	m ³ /h
g = desnivel geométrico (con calado de 2 m) =	9,03	9,03	m
D = Diámetro de la tubería =	0,100	0,150	m
s = sección interior	0,008	0,018	m ²
v = velocidad media =	3,678	1,635	m/s

Por Colebrook:

$$J = \lambda * \frac{v^2}{2g * D} \quad Re = \frac{D * v}{\vartheta}$$

$\vartheta =$	1,31E-06	m ² /s	viscosidad cinemática
$Re =$	421172		Número de Reynolds
$K =$	0,00025	m	Coficiente de rugosidad
$f =$	0,023379		
$J =$	0,0212	m/m	

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 * \log \left[\frac{K}{3,71 * D} + \frac{2,51}{\frac{v * D}{\vartheta} * \sqrt{f}} \right]$$

Para DN-150:

La longitud de la tubería es de :	10,64	m	
Pérdidas lineales :	0,226	m	
$v^2_{150}/(2g)=$	0,136		
nº de válvulas:	2		
Coefficiente K para válvulas de retención:	1,7		
Coefficiente K para válvulas de compuerta:	0,2		
nº de codos de 90º:	2		
Coefficiente K para codos de 90º:	0,29		
Coefficiente K para desembocadura:	1		
Pérdidas localizadas:	0,467	m	
Pérdidas totales:	0,693	m	
Cota lámina agua pozo de muy gruesos:	75,761		
H geométrica de elevación (considero un calado de 1 m):	10,03		
Hm altura manométrica necesaria bombas:	10,724	m	
BOMBEO:			
Número de unidades instaladas:	3	Ud	
Número de ud en funcionamiento:	2	Ud	
Caudal unitario:	104	m ³ /h	28,9 l/s
$P_{abs}(CV) = \frac{Q(l/s) * H_m}{75 * \eta}$ Altura manométrica:	10,724	m	
η :	0,7		
Potencia unitaria absorbida:	5,9	CV	4,34 kW
Potencia unitaria instalada:	5,9	kW	

Tabla 46. CUADRO RESUMEN LINEA PIEZOMÉTRICA			
ZONA	COTA	PÉRDIDAS	ACUMULADAS
Agua en canal de desbaste	84,33		
Agua en Desarenador	82,80	1,526	1,526
Agua en Reactor Biológico	81,34	1,461	2,987
Agua en Decantador	80,62	0,726	3,713
Agua en Depósito de Regulación	80,13	0,482	4,194
Agua en Canal de Cloración	79,30	0,837	5,031
Agua en Arqueta Llegada a Rambla	78,67	0,631	5,662

7.2.2.3 TRATAMIENTO TERCIARIO

Funciona a partir de una impulsión ubicada en el Depósito de Regulación. Se comprueba en este apartado la correcta integración hidráulica de este proceso en el conjunto de la EDAR. Al igual que antes, el cálculo se realiza en sentido contrario al flujo:

DESINFECCIÓN ULTRAVIOLETA

Tramo arqueta anexa Cloración-salida UV:

Cota lámina agua arqueta anexa canal cloración:	79,83	(antes del vertedero, funcionando el by-pass)	
Qmax=	100	m ³ /h	0,028 m ³ /s
Usando la fórmula de Colebrook-White (8):			
K=	0,00025	m	
DN=	315	mm	e= 23,2 mm
Dint=	0,269	m	S= 0,057 m ²
v=	0,490	m/s	
θ=	1,31E-06	m ² /s	
f=	0,021919		
Aplicando Darcy(7):			
f=	0,021919		
v=	0,490	m/s	
D=	0,269	m	
J=	0,001	m/m	
L (arq. anexa Cloración-salida UV)=	3,5	m	
Δh(tubería)=	0,003	m	
Δhlocalizadas:			
Arqueta anexa Cloración (desembocadura):	K=	1	
codo 90°	K=	0,29	1 ud
v ² /(2g)=	0,012	m	
Δh(localizadas)=	0,016	m	
Δh (total)=	0,019	m	

lámparas UV en baja presión:

	Qmax=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebroock-White (8):					
	K=	0,00025	m		
	DN=	250	mm	e= 0	mm
	Dint=	0,250	m	S= 0,049	m ²
	v=	0,566	m/s		
	ϑ=	1,31E-06	m ² /s		
	f=	0,022008			
Aplicando Darcy(7):					
	f=	0,022008			
	v=	0,566	m/s		
	D=	0,250	m		
	J=	0,001	m/m		
	L (arq. anexa Cloración-salida UV)=	2,5	m		
	Δh(tubería)=	0,004	m		
	Δhlocalizadas:				
	codo 90°	K=	0,29	3	ud
	v ² /(2g)=	0,016	m		
	Δh(localizadas)=	0,014	m		
Datos proporcionados por el fabricante:					
	Δh (paso lámparas UV):	0,160	m		
	ΔH (Sifón)=	1,250	m	Z _{terr} bajo:	80,22
	Δh (total)=	1,428	m	Z _{terr} alto:	80,37

FILTRACIÓN TEXTIL

Salida Filtro

	Qmax=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
Usando la fórmula de Colebroock-White (8):					
	K=	0,00025	m		
	DN=	315	mm	e= 23,2	mm
	Dint=	0,269	m	S= 0,057	m ²
	v=	0,490	m/s		
	ϑ=	1,31E-06	m ² /s		
	f=	0,021919			

Aplicando Darcy(7):

$f=$	0,021919	
$v=$	0,490	m/s
$D=$	0,269	m
$J=$	0,001	m/m
L (entrada UV-salida filtro)=	2	m
$\Delta h(\text{tubería})=$	0,002	m
$\Delta h(\text{localizadas})=$		
salida filtro (embocadura):	$K=$	0,5
	$v^2/(2g)=$	0,012 m
$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,006	m
$\Delta h(\text{total})=$	0,008	m
Cota lámina agua arqueta salida Filtro:	81,28	

Filtro

$\Delta h(\text{localizadas})=$	0,335	m
Cota vertedero Filtro:	81,38	
Cota lámina agua en el Filtro:	81,72	
Cota coronación filtro:	82,73	$Z_{\text{terr bajo}}: 80,37$
Cota solera filtro:	78,73	$Z_{\text{terr alto}}: 80,5$

DEPÓSITO DE REGULACIÓN

Cota max lámina agua en Depósito:	80,07
------------------------------------------	--------------

BOMBEO Terciario

Impulsión

Tramo AISI 316 L DN-150:

$Q_{\text{max}}=$	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
DN=	150	mm	e= 0	mm
$D_{\text{int}}=$	0,150	m	S= 0,018	m ²
$v=$	1,572	m/s		
$\vartheta=$	1,31E-06	m ² /s		

f=	0,023418			
Aplicando Darcy(7):				
f=	0,023418			
v=	1,572	m/s		
D=	0,150	m		
J=	0,0197	m/m		
La longitud de la tubería es de:	6,00	m		
Pérdidas lineales:	0,118	m		
$v_{150}^2/(2g)=$	0,126			
nº de válvulas:	2			
Coefficiente K para válvulas de retención:	1,7			
Coefficiente K para válvulas de compuerta:	0,2			
nº de codos de 90º:	2			
Coefficiente K para codos de 90º:	0,29			
Δh (localizadas)=	0,306	m		
Tramo PE-100 DN-200:				
Qmax=	100	m ³ /h	0,028	m ³ /s
DN=	200	mm	e=	14,7 mm
Dint=	0,171	m	S=	0,023 m ²
v=	1,215	m/s		
ϑ=	1,31E-06	m ² /s		
f=	0,022939			
Aplicando Darcy(7):				
f=	0,022939			
v=	1,215	m/s		
D=	0,171	m		
J=	0,01012	m/m		
L (impulsión)=	9,3	m		
Δh(tubería)=	0,094	m		
Δhlocalizadas:				
Reducción para caudalímetro DN-125:	0,125			
cono convergente:	K despreciable			
cono divergente:	K=	0,21		
codo 90º	K=	0,29	4	ud
Descarga sumergida (desembocadura):	K=	1		
$v_{200}^2/(2g)=$	0,075	m		

Δh (localizadas)=	0,179	m
Δh (impulsión)=	0,697	m
Cota ventana entrada filtro:	82,500	
Cota máxima lámina agua bombeo:	80,130	
Cota mínima lámina agua bombeo:	76,920	
max H_{Geom}=	5,580	
min H_{Geom}=	2,370	
max H_{man}=	6,277	
min H_{man}=	3,067	
Cota solera bombeo:	76,28	

ANEJO I: ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

AUTORA DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Eugenia Revuelta

DIRECTOR DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Ramón Barat

ÍNDICE

2	INTRODUCCIÓN	4
3	INTRODUCCIÓN AL ESQUEMA LUDZACK-ETTINGER MODIFICADO	5
1.1	PARÁMETROS DE DISEÑO Y DEFINICIÓN GEOMÉTRICA DEL REACTOR	5
1.2	RECIRCULACIÓN INTERNA	6
1.3	NECESIDADES DE OXIGENO	7
1.4	CALIDAD DEL EFLUENTE	9
4	COMPARACIÓN CALIDAD DE AGUA	10
5	COSTES ENERGÉTICOS	11
1.5	INTRODUCCIÓN	11
1.6	EFICIENCIA EN LOS EQUIPOS DE AIREACIÓN	13
1.7	CÁLCULO DE COSTES	18
6	CONCLUSIONES	21

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1. VALORES DE NH ₄ Y NO ₃ EN EL EFLUENTE DE LA EDAR, SEGÚN CAUDAL DE LA RECIRCULACIÓN INTERNA	6
TABLA 2. EVOLUCIÓN DE O ₂ , NH ₄ Y NO ₃ A LO LARGO DEL REACTOR FLUJO PISTÓN	7
TABLA 3. NECESIDADES DE OXÍGENO EN UN REACTOR FLUJO PISTÓN	8
TABLA 4. CARACTERÍSTICAS DE LOS DIFUSORES	8
TABLA 5. CARACTERÍSTICAS DE LAS SOPLANTES	9
TABLA 6 CALIDAD DEL EFLUENTE	9
TABLA 7. COMPARACIÓN DE LA CALIDAD DE LOS EFLUENTES SEGÚN LAS DISTINTAS ALTERNATIVAS.	10
TABLA 8. COSTES DE UNA EDAR	12
TABLA 9 VALORES TÍPICOS DE LAS EFICACIAS DE AIREACIÓN, ESTÁNDAR Y REALES, PARA DISTINTOS TIPOS DE AIREADORES	16
TABLA 10. COSTES DE INVERSIÓN	19
TABLA 11. COSTES DE CONSUMO ENERGÉTICO	20
TABLA 12. COSTES DEL CONSUMO ENERGÉTICO.	20

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1 . ESQUEMA LUDZACK-ETTINGER MODIFICADO. SIMULADO EN DESASS.	5
FIGURA 2. EVOLUCIÓN DE [O ₂], [NH ₄], [NO ₃], [N ₂] Y [NT] A LO LARGO DEL FLUJO PISTÓN	7
FIGURA 3. DIAGRAMA DEL BALANCE ENERGÉTICO EN UNA EDAR.	12
FIGURA 4. COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO Y POTENCIAS DISIPADAS POR UNIDAD DE VOLUMEN TÍPICOS DE LOS PRINCIPALES SISTEMAS DE AIREACIÓN	13
FIGURA 5. DISPOSICIONES TÍPICAS DE DIFUSORES Y REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LAS PAUTAS DE CIRCULACIÓN HIDRÁULICA	15
FIGURA 6. DISPOSICIÓN DE LAS SOPLANTES Y DIFUSORES EN UN REACTOR DE FLUJO PISTÓN	18
FIGURA 7. DISPOSICIÓN DE LOS OXIRROTORES EN UN REACTOR "TIPO CARRUSEL".	19

1 INTRODUCCIÓN

En este Anexo se procede a estudiar alternativas posibles al tratamiento biológico expuesto inicialmente, con objeto de estudiar si son soluciones con mayor rendimiento en la depuración del agua y con un mayor rendimiento energético, lo que quedará reflejado en los costes de explotación la planta.

Al ser una depuradora que trata un pequeño caudal (1000 m³/día), descartamos procesos convencionales de fangos activados, y seguimos optando por un proceso de oxidación total, puesto que consideramos que es el más económico y compacto para este tipo de casos. Sí que resulta interesante como objeto de estudio, la geometría y la disposición de los reactores, y el tipo de aireación que se utiliza. Por todo ello, se decide estudiar la alternativa de un esquema Ludzack-Ettinger modificado, en el cual aparece una recirculación interna de nitratos, y como alternativa de aireación se estudiará el aporte de oxígeno mediante aireación sumergida (difusores).

Al final se comparará el esquema Ludzack-Ettinger modificado con un reactor tipo carrusel y un sistema de aireación por difusores con uno por aireadores superficiales (oxirrotor).

2 INTRODUCCIÓN AL ESQUEMA LUDZACK-ETTINGER MODIFICADO

Ludzack-Ettinger Modificado (MLE): Es un proceso biológico de dos etapas desnitrificación-nitrificación, con una zona anóxica seguida de una aeróbica (Figura 1). La zona anóxica se coloca antes que la aeróbica, esto permite que la zona de desnitrificación posea una fuente de materia orgánica. Esta fuente es necesaria para llevar a cabo el proceso de desnitrificación, tarea realizada por las bacterias desnitrificantes que utilizan el oxígeno contenido en el nitrato para metabolizar la materia orgánica presente en el agua residual. Por otro lado, en la segunda etapa, se produce la nitrificación, la reducción final de la materia orgánica mediante un proceso de biodegradación en condiciones aerobias. Gracias a la recirculación interna, parte de la corriente nitrificada retorna a la zona anóxica donde, una vez consumido el oxígeno remanente, tiene lugar la desnitrificación. De esta manera, se obtienen altos niveles de desnitrificación debido a la retroalimentación del sistema. La recirculación interna se opera en el rango de 1 a 4 veces el caudal de ingreso, (Polo & Torrecillas, Tratamientos biológicos de aguas residuales, 2007).

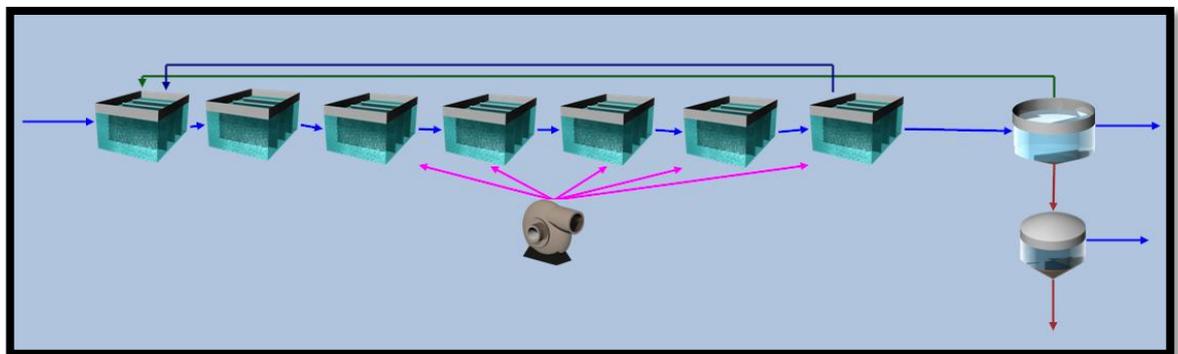


Figura 1 . Esquema Ludzack-Ettinger Modificado. Simulado en Desass.

1.1 PARÁMETROS DE DISEÑO Y DEFINICIÓN GEOMÉTRICA DEL REACTOR

El tratamiento biológico proyectado corresponde a un proceso de fangos activos con nitrificación-desnitrificación, proceso de muy baja carga másica o aireación prolongada. A diferencia del proceso usado anteriormente (punto 6.4.11 de la Memoria), lo compararemos con un Esquema Ludzack-Ettinger modificado. Al igual que en el anterior sistema se garantiza un alto rendimiento de DBO₅, superior al 96%. Además, la zona anóxica asegura también un elevado rendimiento de eliminación de nitrógeno.

Las principales diferencias que encontramos respecto a un tipo carrusel son: La recirculación interna, la geometría del reactor y en nuestro caso, el sistema de aireación.

Se calcula a continuación los parámetros de diseño:

- **Volumen:** Optamos como en el caso anterior por un volumen de 1500 m³, ya que la concentración de sólidos suspendidos a la salida del reactor es de 3937 mg/l (comprendido entre 2000-4000 mg/l), al ser un proceso de aireación prolongada estará más próximo a los 4000 mg/l.
- **El tiempo de retención celular** .A partir de TRC igual a 25 días el porcentaje de SSVB está en 34,6% (%SSVB <35 %), por lo cual el fango queda estabilizado.
- La **fracción del volumen** correspondiente a cada uno de los reactores. A la parte anóxica se le recomienda darle una fracción del volumen entorno al 25%, además de que observamos que con este porcentaje es suficiente para darse la desnitrificación, puesto que los nitratos salen prácticamente nulos de la zona anóxica. A la zona aerobia por lo tanto se le atribuye el 75% del volumen restante.

1.2 RECIRCULACIÓN INTERNA

En un proceso flujo pistón, se efectúa para ayudar a que haya una correcta desnitrificación. El agua de entrada al ser escasa en nitratos, tiene que esperar a que a lo largo del proceso, y con ayuda de oxígeno, el amonio nitrifique, y una vez con la aparición de nitratos y propulsado por condiciones anóxicas, esos nitratos vayan disnitrificando hasta eliminar el nitrógeno del sistema en forma de N₂. Por lo que esta recirculación transporta los nitratos desde el final del reactor hasta el comienzo, donde se sitúan las zonas anóxicas. El valor recomendado está entre 2-4 el caudal de entrada (Tabla 1).

Caudal de recirculación interna	NH ₄ efluente	NO ₃ efluente
3000 m ³ /día	0,08 (mgN/l)	11,45 (mgN/l)
4000 m ³ /día	0,08 (mgN/l)	9,70 (mgN/l)

Se observa que con una recirculación interna menor, no se desnitrifica tantos nitratos, por lo que el rendimiento de eliminación de nitrógeno es menor. La desventaja de recircular 4000 m³/día es que recircular un caudal tan grande es costoso, puesto que la bomba es mayor. Aun así elegimos un caudal de recirculación interna de 4000 m³/día.

1.3 NECESIDADES DE OXIGENO

El hecho de elegir como alternativa disponer de soplantes y difusores de alta eficiencia para suministrar el oxígeno al recinto de aireación, es debido a que además de mejorar la transferencia de oxígeno al agua residual, reduce en gran parte el impacto atmosférico que se pueda producir, así como el nivel de ruidos en la zona, dado que las soplantes se encuentran dentro de un edificio además se instalarán con cabinas insonorizadoras.

TABLA 2. Evolución de O₂. NH₄ Y NO₃ a lo largo del reactor flujo pistón

	[O ₂] (mg/l)	NH ₄ (mg/l)	NO ₃ (mg/l)
INFLUENTE	0,01	56,32	0
REACTOR 1	0,00	10,89	0,34
REACTOR 2	0	11,29	0,01
REACTOR 3	2	5,81	5,14
REACTOR 4	2	1,95	9,03
REACTOR 5	2	0,44	10,67
REACTOR 6	2	0,13	11,17
REACTOR 7	2	0,08	11,45

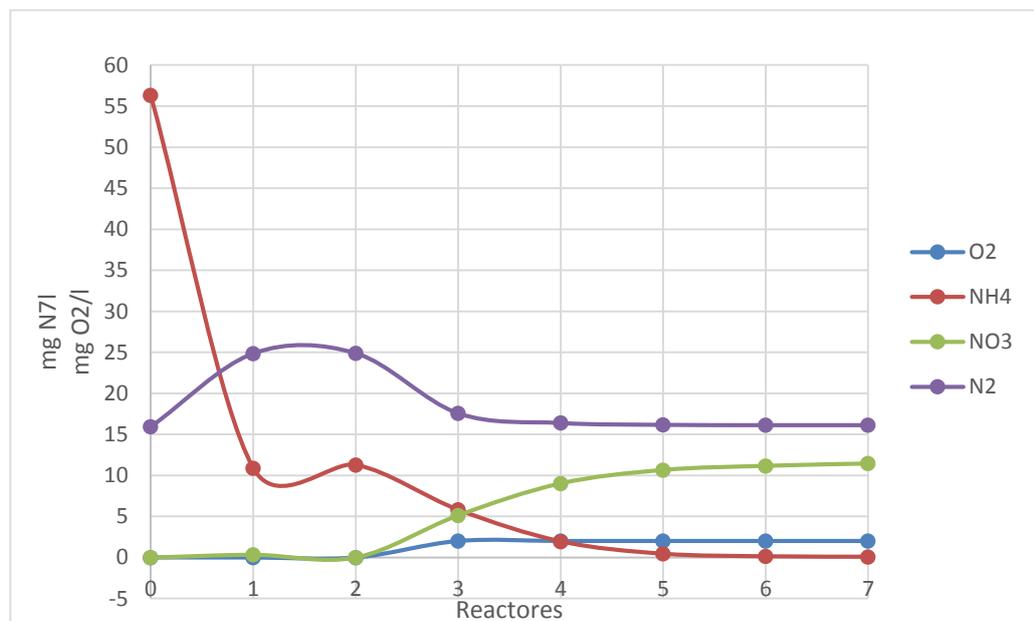


Figura 2. Evolución de [O₂], [NH₄], [NO₃], [N₂] y [NT] a lo largo del flujo pistón

Se observa tanto en la Tabla 2 como en la Figura 2, que en los primeros reactores (zona anóxica) disminuyen los nitratos y aumenta el N_2 . El amonio disminuye desde la entrada del influente pero por otra causa, y es por la dilución que se produce. En la entrada a la zona aerobia (reactor 3-reactor7) se observa claramente la nitrificación, es decir, disminuye el amonio y aumentan los nitratos.

El software Desass calcula las necesidades de oxígeno reales y estándar, en condiciones medias y punta que necesitamos, y nos recomendará el número de difusores y el tipo de soplantes necesarias (Tablas 3,4 y 5).

Tabla 3. Necesidades de oxígeno en un reactor flujo pistón						
	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4	Reactor 5	Total
Necesidades de oxígeno reales en condiciones medias (Kg/h)	9.8	6.6	3.9	2,5	1,8	24.6
Necesidades de oxígeno reales en condiciones punta (Kg/h)	17	7.8	6,8	.6,5	6,1	44,2
Necesidades de oxígeno estándar en condiciones medias (Kg/h)	18.5	12.4	7,4	4,8	3,5	46,6
Necesidades de oxígeno estándar en condiciones punta (Kg/h)	28.4	13	11,3	10,8	10,1	73,6

Tabla 4. Características de los difusores						
	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4	Reactor 5	Totales
L (mm)	23	23	23	23	23	
Nº de difusores	112	80	80	80	80	432
Qunitario (nm3/h)	6	3.6	3.1	2,9	2,7	
Pérdida de carga (mbar)	441	441	441	441	441	
Waire (Kg/seg)	0.22	0.10	0.08	0.08	0.07	

Tabla 5. Características de las soplantes

Nº soplantes	2
Nº soplantes funcionamiento	1
Nº soplantes reserva	1
Marca-Modelo	LIGP-25.20
Pmotor (kW)	45
Pads (kW)	32,7
Potencia instalada (kW)	90
Pot. Máx. Utilizada (kW)	32,7
Consumo Aprox. (kWh/día)	358,5
Waire (Kg/s)	0,59

1.4 CALIDAD DEL EFLUENTE

A continuación observamos la calidad del efluente a la salida del decantador (Tabla 6):

DQO	45,09	mg DQO/l
Ptotal	8,11	mg P/l
Ntotal	10,91	mg N/l
NH ₄	0,06	mg N/l
Sólidos Suspendidos	14,17	mg/l

3 COMPARACIÓN CALIDAD DE AGUA

Existen diferencias entre EDARs para ciertos parámetros (Tabla 7), Las EDARs con sistemas de aireación mediante difusores presentan peores calidades de efluente y rendimientos de depuración en nitrógeno, mientras que las instalaciones con rotores presentan los rendimientos más altos para este parámetro. Respecto al amonio con flujo pistón se alcanzan valores casi nulos, mientras que con el reactor tipo carrusel es difícil alcanzar valores por debajo de 2 mg/l. Para los rendimientos en la eliminación de fósforo no se observan diferencias significativas. De igual forma, los rendimientos en cuanto a la eliminación de sólidos son mayores en las EDARs con canales de oxidación.

Comparando los rendimiento entre EDARs clasificadas según la configuración de su reactor, indicar que los canales de oxidación son más eficientes que las cubas de homogenización en la eliminación de materia orgánica y nutrientes inorgánicos, (PEDRO SIMÓN ANDREU).

Tabla 7. Comparación de la calidad de los efluentes según las distintas alternativas.			
	Tipo Carrusel	Flujo pistón	
DQO	45,22	45,09	mg DQO/l
Ptotal	8,13	8,11	mg P/l
Ntotal	9,59	10,91	mg N/l
NH ₄	2,00	0,06	mg N/l
XSST	14,26	14,17	mg/l

4 COSTES ENERGÉTICOS

1.5 INTRODUCCIÓN

Durante los últimos años, los gestores del sector del agua han visto cómo los costes energéticos han adquirido mayor importancia en la estructura de costes de su actividad. Tanto es así que la constante tendencia al alza del precio de la energía eléctrica y la mayor concienciación social en materia medioambiental obliga, cada vez más, a las empresas a seguir estrategias de ahorro energético.

La importancia presupuestaria de la energía también queda claramente reflejada en la explotación de una estación depuradora de aguas residuales (EDAR), donde el coste del consumo energético se cifra entre el 15 y el 30% del total de la explotación, siendo el mayor gasto de la planta (Tabla 8).

La importancia de este aspecto es de tal magnitud que se han desarrollado normas específicas en la industria para adoptar metodologías de trabajo orientadas a la mejora continua en materia de eficiencia energética, como la UNE 216301 sobre sistema de gestión de la eficiencia energética.

La demanda energética depende del tipo de tratamiento y del tamaño de la instalación. Así, cuanto mayor es la EDAR, menores son los ratios energéticos para un mismo tratamiento, por lo que se puede afirmar que existe una economía en escala. Por tanto, el consumo energético varía de una instalación a otra, dependiendo de factores como el tamaño de la instalación, el tipo de procesos, las etapas de tratamiento y la carga influente (Morenilla, 2007).

El tipo de energía requerido en una EDAR es casi exclusivamente eléctrica, que se aplica para accionar motores (bombas para el transporte de líquidos y lodos, equipos de aireación, equipos de deshidratación y equipos varios). Los equipos de aireación (aireadores superficiales o sumergidos, soplantes y turbocompresores), por su potencia y uso, representan el mayor consumo de la instalación. Les siguen el accionamiento de motores de equipos de deshidratación mecánica, compitiendo también con los equipos de bombeo. Por último, los equipos asociados a la desodorización y desinfección (en las plantas dotadas con ellos) también pueden tener un consumo significativo de energía eléctrica.

El análisis energético individualizado de los diferentes procesos de una EDAR permite determinar cómo contribuye cada uno de ellos al consumo global de la instalación. Al mismo tiempo, este examen permite definir su patrón de consumo y las variables vinculadas a este (caudal, concentración de oxígeno disuelto, etc.). De este modo, si se realiza un balance energético de todo el proceso en una EDAR, se puede establecer que gasta un 44% de la energía en aireación, un 23% en deshidratación y un 33% en el pretratamiento (Figura 3).

Tabla 8. Costes de una EDAR		
Tipo de costes	Partida presupuestaria	% Presupuesto ejecución material
Gastos fijos anuales	Mano de obra	4-15
	Gastos de administración	0,3-0,8
	Mantenimiento de obra civil	0,1-0,9
	Conservación de obra civil	0,1-0,25
	Mantenimiento de equipos	0,5-2,5
	Conservación de equipos	0,3-0,5
Gastos variables anuales	Consumo energético	5-20
	Consumo de reactivos	0-4
	Eliminación de residuos	0,2-0,8

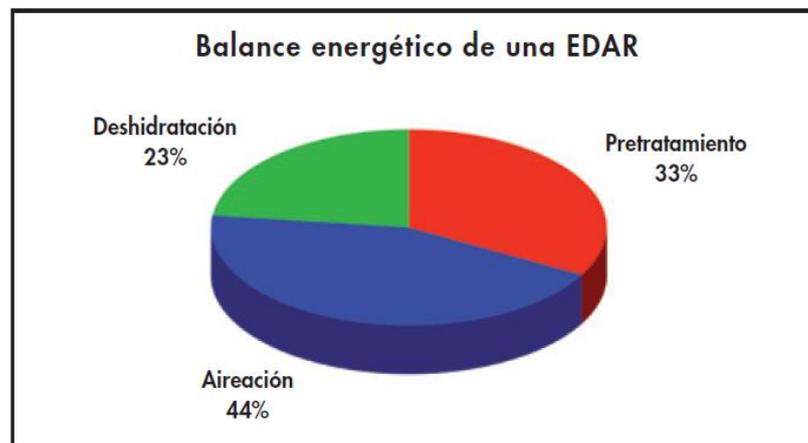


Figura 3. Diagrama del balance energético en una EDAR.

El impacto del sistema de aireación en los costes fijos y de operación de una planta de tratamiento biológico es un aspecto de gran importancia. Por lo general, los costes fijos de los sistemas de aireación están entre el 15 y el 25 % de los costes de construcción de la planta de tratamiento. Por lo tanto, la viabilidad económica de una EDAR depende en gran medida de un correcto diseño y operación del sistema de aireación. Desde un punto de vista técnico, la aireación determina las rutas metabólicas seguidas por los microorganismos para degradar los contaminantes y, por tanto, los productos formados, contribuyendo además en muchos casos a mantener la biomasa en suspensión y a la mezcla con el agua residual entrante, al tiempo que retira el exceso de dióxido de carbono generado durante la oxidación de la materia orgánica. Concentraciones de oxígeno

disuelto en el medio en torno a 1 – 2 ppm son típicas en sistemas de tratamiento biológico. De hecho, concentraciones de oxígeno por encima de 0.5 ppm tienen poco efecto en la velocidad de degradación; sin embargo, concentraciones por debajo provocan fenómenos de anaerobiosis.

1.6 EFICIENCIA EN LOS EQUIPOS DE AIREACIÓN

La selección de equipos de aireación es una tarea crítica en el proceso de diseño de una planta de tratamiento de aguas. En término de costes es la partida mecánica de mayor incidencia. La figura 4 muestra los coeficientes de transferencia y las potencias disipadas por unidad de volumen, típicos para los principales sistemas de aireación encontrados en sistemas biológicos.

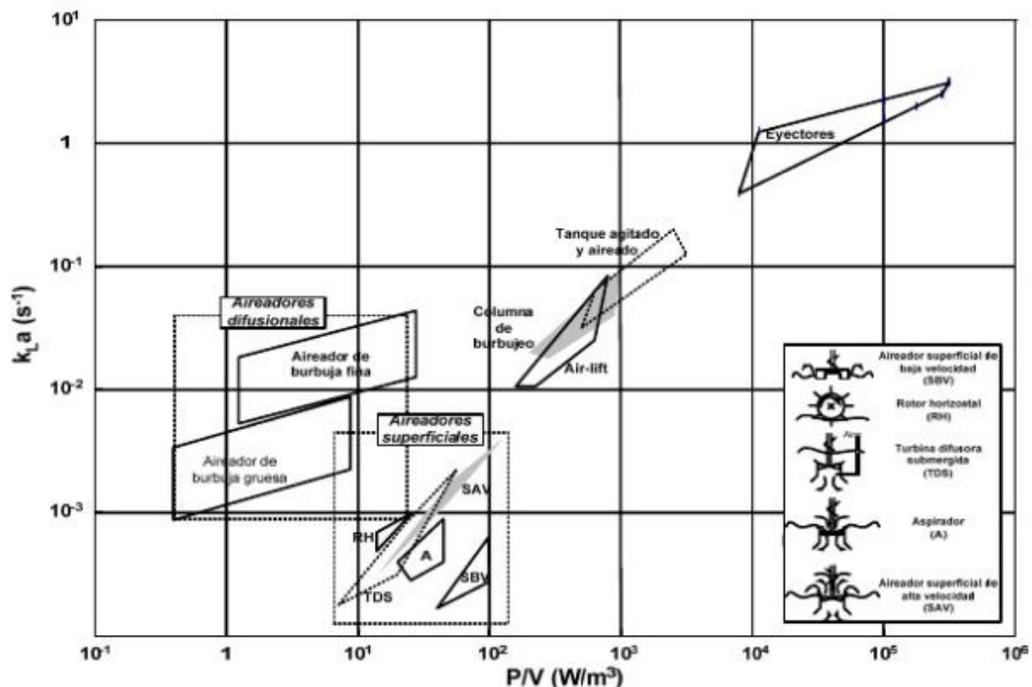


Figura 4. Coeficientes de transferencia de oxígeno y potencias disipadas por unidad de volumen típicos de los principales sistemas de aireación

Como se observa, los coeficientes de transferencia más altos se consiguen empleando eyectores en los que la corriente de aire actúa como impulsora de la fase líquida, generando una fina dispersión del líquido en el gas y aumentando considerablemente el área específica. Sin embargo este método es poco empleado debido al elevado consumo energético que supone su funcionamiento. Las columnas de burbujeo, los airlift y los tanques agitados con aireación son más empleados, particularmente en procesos de síntesis microbiana donde una alta concentración de oxígeno es clave para aumentar la productividad. Estos equipos permiten obtener coeficientes de transferencia de oxígeno entre 10^{-2} y 5×10^{-1} con potencias en torno a $1 \text{ kW} / \text{m}^3$.

En el caso que nos ocupa, es decir, el de sistemas de tratamiento de aguas residuales, donde los altos caudales tratados y los costes energéticos se vuelven factores clave, suelen emplearse dos sistemas de aireación distintos, aireadores de burbujeo y aireadores superficiales o mecánicos.

Los aireadores de burbujeo. En los sistemas de aireación por difusores de burbuja se suele emplear el valor de la eficacia estándar de transferencia de oxígeno (ETOE) para medir la eficacia del sistema. Estos difusores están hechos de un material cerámico poroso, un metal perforado o una membrana con agujeros pequeños para dispersar el aire. Los difusores se encuentran cerca del fondo del tanque de aireación. Las burbujas liberadas transfieren oxígeno al medio y agitan el medio. Estos aireadores se clasifican a su vez en función del tamaño del orificio en aireadores de burbuja fina (2-2.5 mm) o gruesa (hasta 25 mm). Al aumentar el diámetro de la burbuja se reduce el área específica y el tiempo de residencia de la burbuja, aunque se aumenta la turbulencia. Los aireadores de burbuja gruesa son más baratos y su consumo energético es ligeramente inferior al de los de burbuja fina, aunque su empleo supone una reducción del 40 % del coeficiente de transferencia. Los difusores de burbuja fina de membrana han sido empleados tradicionalmente en las plantas de tratamiento de aguas. Son muy eficientes en aguas limpias, aunque su eficacia se reduce considerablemente en aguas residuales que contengan sólidos y/o surfactantes. Además, conllevan unos costes de mantenimiento elevados, ya que son muy propensos al atascamiento y obturación de los orificios.

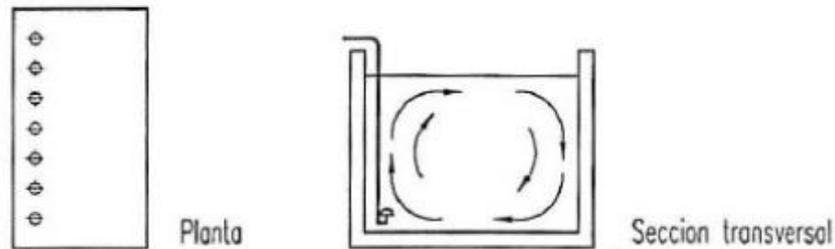
Hay que destacar que el impacto de la aireación en difusores de burbuja gruesa es diferente, observándose que un aumento del caudal incrementa la ETOE. Esto se debe a que a medida que el caudal aumenta, su influencia sobre el tamaño de la burbuja es menor o incluso puede reducir su tamaño, mientras que la turbulencia aumenta. Es importante señalar que a lo largo de la operación los difusores se van ensuciando y colmatando, lo que provoca un aumento de la pérdida de carga en la red de distribución de aire, una reducción del caudal de aire por difusor y unos mayores costes de bombeo. Para un adecuado control y minimización de dicho efecto es necesario disponer de un sistema de limpieza con el que mantener en los valores mínimos necesarios las presiones de trabajo. Con ello se consigue que la eficiencia en la transferencia de oxígeno de los difusores mejore sustancialmente. Al realizar las limpiezas del difusor se reducen también los caudales de aire a aportar al sistema sin reducir por ello la masa de oxígeno transferida al agua, que continuaría siendo la misma. Además de aumentar la ETOE, un mantenimiento adecuado de los difusores reduce la presión de trabajo de las soplantes, con el consiguiente ahorro energético que ello supone.

La eficiencia de los difusores viene determinada por varios aspectos:

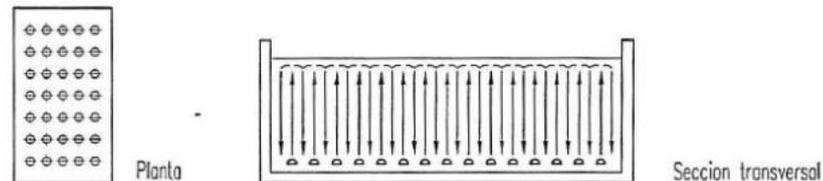
- Disposición de los difusores en el reactor (Figura 5).

En reactores convencionales suele usarse espiral sencilla o parrillas

ESPIRAL SENCILLA



PARRILLAS



En reactores de configuración cerrada tales como canales de oxidación suele usarse parrillas de difusores.

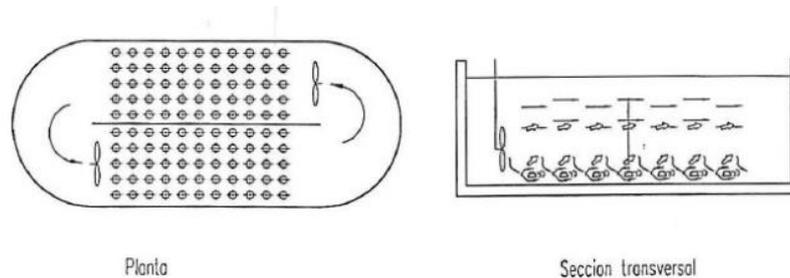


Figura 5. Disposiciones típicas de difusores y representación esquemática de las pautas de circulación hidráulica

Respecto al tipo de soplantes, los equipos de producción de aire más habituales en los últimos años, para las instalaciones de tamaño medio, han sido las soplantes trilobulares de desplazamiento positivo de dos ejes. Actualmente han aparecido en el mercado otros equipos más eficientes y con mejores prestaciones a las soplantes tradicionales (PEDRO SIMÓN ANDREU):

- Turbos de Levitación magnética. Estos equipos suponen una evolución en la eficiencia mecánica del turbo convencional centrándose en disminuir al máximo las pérdidas sufridas en la parte mecánica, eliminándolas casi por completo, mediante la aplicación de la levitación sobre el eje de la propia turbina. La producción de aire se realiza mediante turbina.
- Las soplantes de tornillo o émbolos rotativos consisten en unos émbolos alineados paralelamente y centrados respecto a una carcasa, los cuales se hacen girar a gran velocidad a través de un sistema de correas y transmisiones, desplazando un fluido desde la zona de entrada (de baja

presión) hasta la zona de salida (de alta presión). Los anillos de sincronismo aseguran que los émbolos, que descansan sobre rodamientos a bolas, roten sin hacer contacto. Para lograr la máxima eficiencia, los émbolos se encuentran en la mínima separación, que se basa en las condiciones de presión diferencial y carga térmica esperada en condiciones operativas

Los aireadores superficiales o mecánicos provocan el arrastre del oxígeno atmosférico al medio líquido mediante la agitación por medios mecánicos de la superficie líquida. A diferencia de los aireadores de burbuja, no hay una corriente de aire. Aunque presentan coeficientes de transferencia más bajos que los aireadores de burbujeo, tienen la ventaja de ser más baratos y de no verse afectados por procesos de ensuciamiento u obturación. La transferencia de oxígeno en este tipo de aireadores puede obtenerse de dos formas: mediante la transferencia en la superficie turbulenta del líquido y mediante la transferencia a las gotas esparcidas por las palas de la unidad.

Debido a que en este tipo de aireadores no es necesaria una corriente de aire, se emplea como parámetro de diseño la eficacia de aireación (EAE). Este parámetro se ve afectado por los siguientes aspectos:

- Tipo de agitador

Las características del agitador son un aspecto clave en el diseño de los sistemas de aireación superficial. Se buscan agitadores que generen una gran superficie de contacto gas – líquido y permitan una agitación eficaz, de forma que se alcancen velocidades de transferencia altas con un bajo consumo de potencia. La siguiente tabla (Tabla 10), muestra los valores típicos de las eficacias de aireación, estándar y reales, para distintos tipos de aireadores superficiales. Se incluyen también las de los aireadores de burbujeo como referencia

<i>Tipo</i>	<i>EAE</i> (kg O ₂ / kWh)	<i>EA</i> (kg O ₂ / kWh)
Aspirador	0.79	0.95
Rotor horizontal	0.73	0.88
Superficial de baja velocidad	2.19	1.86
Superficial de alta velocidad	2.74	2.33
Burbuja fina	3.89	2.34
Burbuja gruesa	2.13	1.49

Tabla 9 Valores típicos de las eficacias de aireación, estándar y reales, para distintos tipos de aireadores

- Velocidad de agitación

La velocidad del agitador es otro parámetro importante a la hora de diseñar el sistema de aireación. Para un mismo consumo energético, un agitador puede mover una mayor cantidad de agua a baja velocidad que

operando a alta velocidad. Por lo tanto, se consiguen mayores EAE al reducir la velocidad del agitador. Sin embargo, si la velocidad es demasiado baja, el agitador no proporciona un aumento significativo del área de contacto gas-líquido. Por lo tanto, existe una velocidad de rotación óptima para cada tipo de agitador.

- Profundidad del aireador

Los aireadores mecánicos se sitúan en la superficie, con el agitador parcialmente inmerso en el agua. Obviamente, a medida que la profundidad del aireador es mayor, mayor es la potencia requerida para mover el agitador y mayor es la potencia comunicada al fluido. La velocidad de transferencia de oxígeno aumenta con la profundidad hasta un punto. La potencia consumida también aumenta, pero no necesariamente de la misma manera. Por lo tanto, existe una profundidad óptima para cada tipo de aireador superficial con la que se alcanza la máxima eficacia de aireación.

La regulación mediante variación de la inmersión del aireador se realiza modificando la altura de la lámina de agua con vertederos regulables. La eficacia de este sistema está relacionada con la respuesta, en cuanto a capacidad de oxigenación y aportación específica, que presente el aireador frente a una variación de inmersión, que es muy diferente según el tipo de aireador. La elección del sistema de regulación dependerá de la relación coste-beneficio, del sistema de aireación utilizado, y de las condiciones previsibles de explotación.

- Geometría del tanque de aireación

Dado que la turbulencia a una potencia dada puede variarse cambiando la relación entre los diámetros de tanque y agitador, es necesario conocer cuál es la geometría óptima del tanque de aireación para un aireador superficial dado. La geometría del tanque afecta a la turbulencia y a la circulación de las corrientes de aguas generadas por el agitador. A la hora del diseño, es frecuente emplear la potencia necesaria por unidad de volumen. Se ha observado que a medida que esta relación se reduce, la eficacia de aireación disminuye. La razón de esto se atribuye a cambios en la turbulencia y en la importancia de los efectos de las paredes. Otro aspecto clave es el número de aireadores instalados en el mismo tanque de aireación. Es razonable asumir que cada unidad bombea una cierta cantidad de agua, definiendo así un volumen de influencia dentro del tanque. Para una eficacia óptima, cada unidad debería funcionar a capacidad plena. Si las unidades están demasiado cerca, cada una competirá con las adyacentes por el mismo volumen de agua, resultando en la pérdida de eficiencia. Estas interferencias provocan turbulencias superficiales que afectan a la profundidad de los aireadores. Si los aireadores están demasiado separados entre sí, habrá volúmenes de agua que no se verán agitados y que están pobremente aireados. Por lo tanto, existe un número óptimo de aireadores con la que se consigue una eficacia de aireación máxima.

- Empleo de placas deflectoras.

En tanques agitados es también posible utilizar placas deflectoras para evitar la formación de vórtices y aumentar la turbulencia del sistema.

1.7 CÁLCULO DE COSTES

Vamos a proceder a la comparación económica/energética de las dos alternativas planteadas en este estudio.

Con la alternativa, Esquema Ludzack-Ettinger Modificado, aparece un bombeo de recirculación interna, unos agitadores para mantener en suspensión los sólidos del reactor y el aire es inyectado por medio de dos equipos soplantes a través de difusores de burbuja fina: una soplante para la línea y otra como equipo de reserva. Estas soplantes son de émbolos rotativos con una potencia motor de 45 kW. Los difusores serán de burbuja fina, con disposición en parrilla (Figura 6).

Por otro lado será comparado con el diseño inicial, canal de oxidación “reactor tipo carrusel” en que se han utilizado dos oxirrotors de 22 kW cada uno para introducir el oxígeno necesario, y dos aceleradores de corriente para complementar a los rotores en el aumento de la velocidad del flujo del reactor (Figura 7).

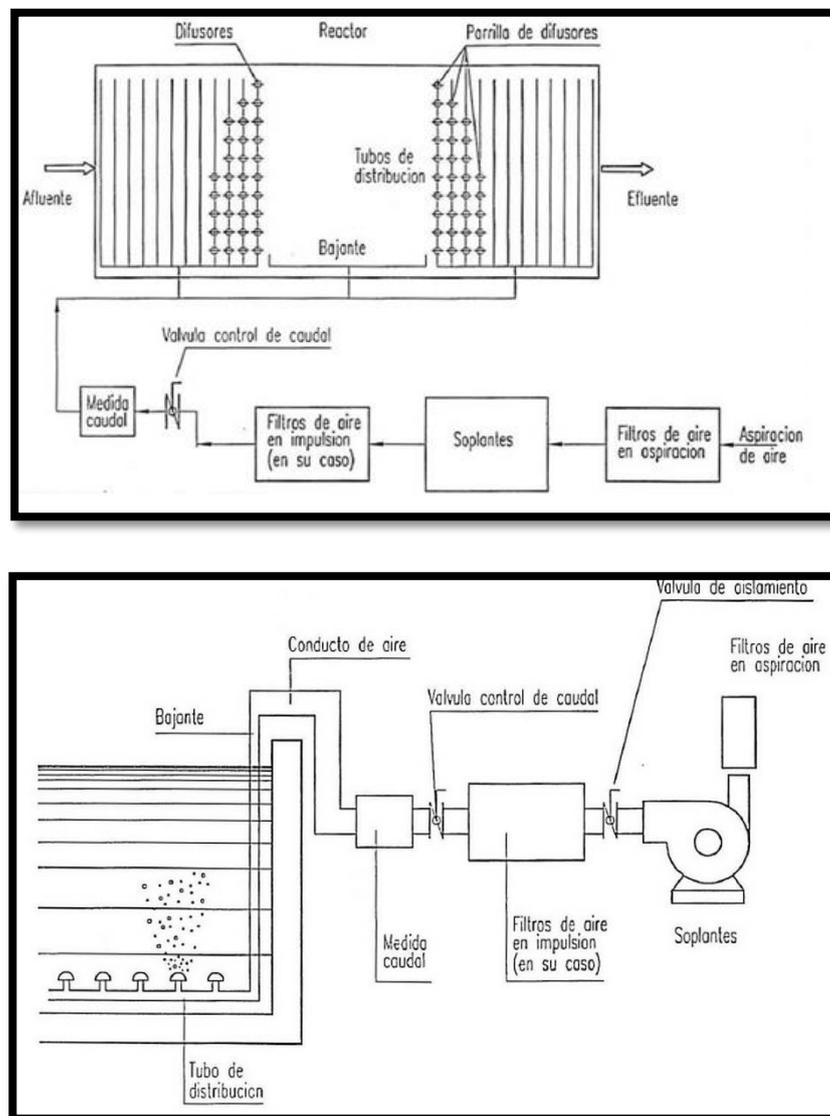


Figura 6. Disposición de las soplantes y difusores en un reactor de flujo pistón

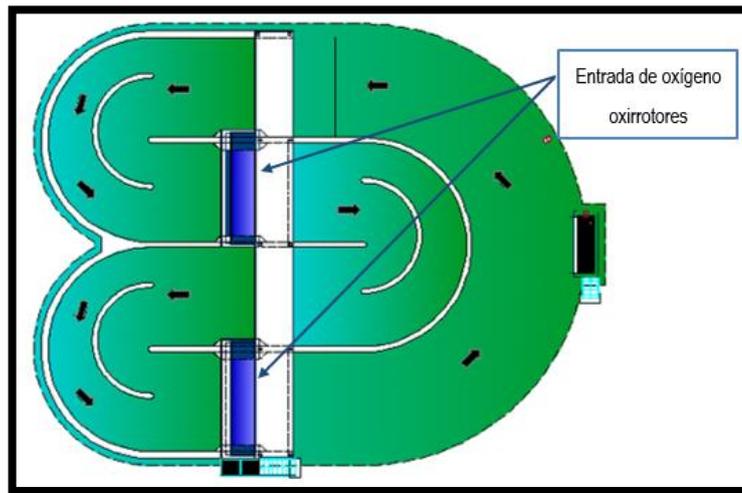


Figura 7. Disposición de los oxirrotos en un reactor "tipo carrusel".

Los costes de inversión calculados son:

Tabla 10. Costes de inversión			
	Precio unitario	Unidades	Precio total
Solución adoptada "Reactor tipo carrusel"			
Aireador superficial	24.782	2	49.564
Acelerador de corriente	21.452	2	42.904
Total			92.468
Alternativa "Ludzack-Ettinger Modificado"			
Soplantes	18.000	2 (1 reserva)	36.000
Cabina de insonorización	4.549	2	9.099
Parrilla de fijación para suministro de aire al reactor.	24.185	1	24.185
Agitadores	11.381	10	113.810
Bomba recirculación interna	5.830	2 (1 reserva)	11660
Total			194.754

Los costes de explotación serán:

Tabla 11. Costes de consumo energético					
	kWh	Und.	total kWh	Funcionamiento (h)	kWh/día
Solución adoptada "Reactor tipo carrusel"					
Aireador superficial	19,8	2	39,6	24	950,4
Acelerador de corriente	2,4	2	6,4	24	153,6
Total					1103,8
Alternativa "Ludzack-Ettinger Modificado"					
Soplantes	15,0	2	15,0	24	358,5
Cabina de insonorización	2,0	2	4,0	24	96,0
Agitadores	3,0	10	30,0	24	720,0
Bomba de recirculación interna	6,0	2	12,0	24	288,0
Total					1462,5

Suponiendo que el precio de energía actualmente, para instalaciones de este tipo esté a 0,1412 €/ kWh (según Eurostat)

Tabla 12. Costes del consumo energético.			
	€/h	€/día	€/año
Primera alternativa	6,49	155,88	56.897,90
Segunda alternativa	8,61	206,64	75.423,6

5 CONCLUSIONES

Como conclusión del presente Anejo, se determina que la solución adoptada del tratamiento biológico en el diseño de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Ramonete, es la más viable económicamente. Debido a que se ha demostrado que con un reactor tipo carrusel mediante aireación superficial, los costes de inversión son menores y los costes de consumo energéticos anual difieren en gran medida respecto a la alternativa estudiada. Con la alternativa "Ludzack-Ettinger Modificado", observamos que en el efluente se obtienen mejores rendimientos en la calidad del amonio (0,06 mgN/l), por lo que se asegura que en el medio receptor no se va a producir su oxidación, produciendo un consumo de oxígeno, y perjudicando a la biodiversidad.

Aun así con la solución adoptada, conseguimos reducir los valores de amonio hasta 2 mgN/l, valores razonables, con los que se puede determinar que la calidad del efluente es adecuada, además de que con esta opción se ha eliminado más nitrógeno total, por lo que gracias a su mayor eficiencia en la desnitrificación, hemos eliminado más nitrógeno del sistema.

ANEJO II: INTRODUCCIÓN AL PROGRAMA DE CÁLCULO DESASS

DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

AUTORA DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Eugenia Revuelta

DIRECTOR DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Ramón Barat

ÍNDICE:

1	DESCRIPCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO UTILIZADO.	3
1.1	COMPONENTES DEL MODELO	3
1.2	PROCESOS BIOLÓGICOS CONSIDERADOS. ESTEQUIOMETRÍA Y CINÉTICA	7
1.3	MODELO DE SEDIMENTACIÓN	13
1.1.1	EXPRESIÓN GENERAL DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN.	14

1 DESCRIPCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO UTILIZADO.

A continuación se describe el modelo biológico implementado en DESASS considerando únicamente los componentes y procesos implicados en los sistemas de eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo.

1.1 COMPONENTES DEL MODELO

Se distinguen dos grupos de componentes: solubles (S) y suspendidos (X). Los componentes suspendidos están asociados al fango activado de tal forma que se pueden concentrar por sedimentación y/o espesamiento en los decantadores, mientras que los componentes solubles sólo pueden ser transportados en el agua. Todos los componentes suspendidos son eléctricamente neutros (no tienen carga eléctrica), mientras que los solubles pueden llevar carga eléctrica.

Componentes solubles

S_A ($M_{DQO}L^{-3}$): Acetato. Es el producto principal del proceso de fermentación. Dado que la fermentación se ha incluido como un proceso biológico, los productos de la fermentación se deben considerar separadamente de los otros componentes orgánicos solubles.

S_{ALK} ($M_{HCO_3}L^{-3}$): Alcalinidad del agua residual. La alcalinidad se usa para representar de una manera aproximada la conservación de las cargas eléctricas en las reacciones biológicas. La alcalinidad se ha introducido con la finalidad de obtener una rápida aproximación de posibles condiciones de pH bajos, que podrían inhibir algunos procesos biológicos. Para todos los cálculos estequiométricos se supone el S_{ALK} como bicarbonato (HCO_3^-).

S_F ($M_{DQO}L^{-3}$): sustrato fermentable soluble y fácilmente biodegradable. Es la fracción de la DQO soluble que está directamente disponible para la degradación por parte de los organismos heterótrofos. Se supone que S_F puede ser utilizado como sustrato para el proceso de fermentación, por lo tanto, no incluye productos de la fermentación.

S_I ($M_{DQO}L^{-3}$): Materia orgánica soluble inerte. La principal característica de este componente es que no puede degradarse en las plantas de tratamiento. Se supone que este elemento es parte del influente o bien se puede generar en el proceso de hidrólisis de los sustratos orgánicos suspendidos.

S_{N_2} ($M_{N}L^{-3}$): Nitrógeno gaseoso, N_2 . Se supone que es el único producto nitrogenado del proceso de

desnitrificación. S_{N_2} puede estar sujeto a una transferencia entre las fases líquida y gaseosa, al igual que el oxígeno, S_{O_2} .

S_{NH_4} (M_{NL}^{-3}): Nitrógeno amoniacal. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone el S_{NH_4} como NH_4^+ .

S_{NO_2} (M_{NL}^{-3}): Nitrito. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone el S_{NH_4} como NO_2^- .

S_{NO_3} (M_{NL}^{-3}): Nitrato.

S_{O_2} ($M_{O_2L}^{-3}$): Oxígeno disuelto.

S_{PO_4} (M_{PL}^{-3}): Fósforo soluble inorgánico, principalmente ortofosfatos. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone que este componente consiste en un 50% de $H_2PO_4^-$ y un 50% de HPO_4^{2-} , independientemente del pH.

S_{PRO} ($M_{DQO}L^{-3}$): Ácidos grasos de cadena corta excepto el acético. Para todos los cálculos estequiométricos, se supone que S_{PRO} equivale a ácido propiónico. Sin embargo, es probable que el componente incluya una gran variedad de otros componentes minoritarios (productos finales del proceso de fermentación).

S_{Mg} ($M_{Mg}L^{-3}$): Concentración total de magnesio en forma disuelta.

S_K (M_{KL}^{-3}): Concentración total de potasio en forma disuelta.

S_{Ca} ($M_{Ca}L^{-3}$): Concentración total de calcio en forma disuelta.

S_{Fe} ($M_{Fe}L^{-3}$): Concentración total de hierro en forma disuelta.

S_{Al} ($M_{Al}L^{-3}$): Concentración total de aluminio en forma disuelta.

S_{H_2} ($M_{DQO}L^{-3}$): Hidrógeno disuelto medido como DQO. Se trata de una especie gaseosa sujeta a intercambio con la atmósfera.

S_{CH_4} ($M_{DQO} L^{-3}$): Metano disuelto medido como DQO. Al igual que el hidrógeno, este componente está sometido a procesos de intercambio con la atmósfera.

S_{IC} ($Mol_C L^{-3}$): Carbono inorgánico medido como moles de carbono (carbonato, bicarbonato y ácido carbónico). El ácido carbónico (H_2CO_3) en agua se encuentra fundamentalmente en forma de dióxido de carbono (CO_2), por lo que su concentración también está incluida en este componente.

S_{TH} ($Mol_H L^{-3}$): Protones totales medidos como moles de H^+ (protones libres en disolución más los protones contenidos en las diversas especies presentes en la disolución).

Componentes particulados

X_{ACID} ($M_{DQO} L^{-3}$): organismos heterótrofos acidogénicos. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de fermentación así como la hidrólisis de la materia orgánica lentamente biodegradable en condiciones anaerobias. Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.

X_{ACET} ($M_{DQO} L^{-3}$): organismos heterótrofos acetogénicos. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de acetogénesis en el que transforman los ácidos grasos volátiles en acético e hidrógeno. Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.

X_{AUT} ($M_{DQO} L^{-3}$): organismos autótrofos nitrificantes. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de nitrificación. Son aerobios estrictos y se supone que estos organismos oxidan el amonio (S_{NH_4}) directamente a nitrato (S_{NO_3}); por lo tanto, incluyen los organismos que oxidan el amonio y el nitrito.

X_H ($M_{DQO} L^{-3}$): organismos heterótrofos. Se supone que estos organismos pueden crecer en condiciones aerobias y anóxicas. Son los responsables de los procesos de hidrólisis de los sustratos particulados y pueden utilizar todos los sustratos solubles orgánicos degradables (S_A , S_{PRO} y S_F).

X_I ($M_{DQO} L^{-3}$): materia orgánica inerte suspendida. Esta fracción del sustrato suspendido no se puede degradar en el tratamiento, pero se puede separar por sedimentación junto al fango activado. X_I puede ser una fracción del influente o puede producirse a partir del proceso de muerte de la biomasa activa (lisis).

X_{MAC} ($M_{DQO} L^{-3}$): organismos heterótrofos metanogénicos acetoclásticos. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de metanogénesis transformando CO_2 . Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en

ausencia de oxígeno.

X_{MH2} ($M_{DQO}L^{-3}$): organismos heterótrofos metanogénicos hidrogenotróficos. Son responsables de llevar a cabo el proceso de metanogénesis transformando el hidrógeno en metano. Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.

X_{NV} ($M_{SST}L^{-3}$): sólidos suspendidos no volátiles (SSNV). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración y tenerlos en cuenta en los procesos de sedimentación ya que no intervienen para nada en los procesos biológicos.

X_{PAO} ($M_{DQO}L^{-3}$): organismos acumuladores de polifosfatos (PAO). Se supone que este componente incluye todos los tipos de organismos acumuladores de polifosfatos. La concentración de X_{PAO} no incluye los productos que se almacenan intracelularmente (X_{PP} y X_{PHA}), sino únicamente los propios microorganismos. Se supone que estos microorganismos sólo pueden crecer en condiciones aerobias.

X_{PHA} ($M_{DQO}L^{-3}$): producto almacenado intracelularmente en los organismos acumuladores de polifosfatos. Incluye principalmente polihidroxialcanoatos (PHA) y glicógeno. Este componente está asociado con X_{PAO} , pero no está incluido en la masa de X_{PAO} . Para todas las consideraciones estequiométricas, se supone que el PHA tiene la composición química de polihidroxibutirato, PHB ($C_4H_6O_2$)_n.

X_{PP} ($M_P L^{-3}$): polifosfato, almacenado intracelularmente en las bacterias PAO. Este componente está asociado con X_{PAO} , pero no está incluido en la masa de X_{PAO} . Es una parte del fósforo suspendido y puede ser analíticamente cuantificado. Para consideraciones estequiométricas se supone que tiene la composición química ($K_{0,33}Mg_{0,33}PO_3$)_n.

X_S ($M_{DQO}L^{-3}$): sustrato lentamente biodegradable. Incluye compuestos orgánicos de peso molecular alto en forma coloidal o particulada. Para que el X_S se degrade biológicamente, ha de ser previamente hidrolizado. Se supone que los productos de la hidrólisis (S_F) pueden fermentar.

X_{TSS} ($M_{SST}L^{-3}$): sólidos suspendidos totales (SST). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración mediante la estequiometría. La predicción de los SST resulta especialmente interesante debido a que la eliminación biológica de fósforo y la precipitación química introducen fracciones inorgánicas en el fango activado.

1.2 PROCESOS BIOLÓGICOS CONSIDERADOS. ESTEQUIOMETRÍA Y CINÉTICA

El modelo considera 24 procesos que se detallan a continuación agrupados en función del tipo de microorganismos que los llevan a cabo. Las expresiones cinéticas propuestas para las velocidades de los distintos procesos se basan en la cinética de Monod, es decir: una velocidad máxima corregida por distintas funciones *switch* del tipo.

$$\frac{S}{K_S + S}$$

donde S: concentración de sustrato limitante del crecimiento.

K_S : Constante de semi-saturación. Corresponde a la concentración de sustrato para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad de su valor máximo.

La inhibición que experimentan algunos procesos por el aceptor de electrones o por el producto final, está incluida en las expresiones cinéticas asumiendo la ecuación habitualmente utilizada en cinética enzimática para representar la inhibición no competitiva.

$$\frac{K_I}{K_I + I}$$

donde I: concentración de componente inhibidor del crecimiento.

K_I : Constante de inhibición. Corresponde a la concentración de componente inhibidor para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad de su valor máximo.

Procesos de los microorganismos heterótrofos

Los microorganismos heterótrofos (X_H) son los responsables de la hidrólisis del sustrato lentamente biodegradable (X_S) y de la degradación aerobia y anóxica de los sustratos fermentables (S_F) y de los productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}). Además, estos microorganismos están sujetos a los procesos de lisis.

Procesos de hidrólisis

La mayoría de los sustratos orgánicos de elevado peso molecular, particulados o en forma coloidal, no pueden ser utilizados directamente por los microorganismos. Estos sustratos pueden pasar a estar disponibles para su consumo por los microorganismos mediante reacciones enzimáticas externas que transforman la materia

orgánica lentamente biodegradable en materia orgánica fácilmente biodegradable. A este proceso se le suele conocer como hidrólisis. No está claro si los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de fracciones orgánicas más simples o si son capturados directamente por los microorganismos que catalizan esta hidrólisis. En el modelo utilizado se considera que los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de sustrato orgánico fácilmente biodegradable que posteriormente, en condiciones aerobias y anóxicas, es consumido por los microorganismos.

Hay evidencia experimental de que las reacciones de hidrólisis dependen de los aceptores de electrones disponibles en el medio; por lo tanto, en el modelo utilizado se distinguen tres tipos de hidrólisis:

- Hidrólisis aerobia ($S_{O_2} > 0$)
- Hidrólisis anóxica ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} > 0$)
- Hidrólisis anaerobia ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} \approx 0$)

El proceso de hidrólisis considera una velocidad de reacción limitada por la superficie:

$$\frac{X_S / X_H}{K_x + X_S / X_H}$$

La velocidad de reacción del proceso de hidrólisis en condiciones anóxicas y anaerobias es menor que en condiciones aerobias. Por lo tanto, las expresiones cinéticas para condiciones anóxicas y anaerobias vienen afectadas por los factores η_{NO_3} y η_e respectivamente.

El proceso de amonificación (liberación de amonio a partir del nitrógeno orgánico particulado) no se incluye en el modelo utilizado porque se considera que la materia orgánica que se hidroliza, así como la materia orgánica soluble, contienen una fracción constante de nitrógeno y de fósforo. Dado que el contenido en nitrógeno y fósforo de la materia orgánica particulada (X_S) suele ser superior al de la materia orgánica soluble (S_F) durante el proceso de hidrólisis se libera amonio y fósforo al medio.

Crecimiento aerobio de las bacterias heterótrofas a partir de sustratos fermentables (S_F) y de productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}).

Estos procesos se han modelado en tres reacciones paralelas, las cuales consumen los sustratos degradables (S_F , S_A y S_{PRO}). El modelo supone para ambos procesos la misma velocidad máxima de crecimiento (μ_H) y el mismo rendimiento (Y_H). Estos procesos requieren oxígeno, nutrientes y alcalinidad y producen biomasa (X_H).

Crecimiento anóxico de las bacterias heterótrofas a partir de sustratos fermentables (S_F) y de productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}) utilizando nitrato como aceptor de electrones.

Estos tres procesos son similares a los procesos de crecimiento aerobio, pero se utiliza nitrato, S_{NO_3} , como aceptor de electrones en vez de S_{O_2} . La estequiometría para el nitrato se ha calculado en base a la asunción de que todo el nitrato se reduce a nitrógeno gas (S_{N_2}). Se supone que la desnitrificación es inhibida por el oxígeno y que la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor η_{NO_3} . Este último factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos heterótrofos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de crecimiento aerobio.

Crecimiento anóxico de las bacterias heterótrofas a partir de sustratos fermentables (S_F) y de productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}) utilizando nitrito como aceptor de electrones.

Estos tres procesos son similares a los procesos de crecimiento aerobio, pero se utiliza nitrito, S_{NO_2} , como aceptor de electrones en vez de nitrato S_{NO_3} . La estequiometría para el nitrato se ha calculado en base a la asunción de que todo el nitrato se reduce a nitrógeno gas (S_{N_2}). Se supone que la desnitrificación es inhibida por el oxígeno y que la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor η_{NO_2} .

Lisis de los microorganismos heterótrofos

Estos procesos representan la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa heterótrofa (respiración endógena, lisis, predación, etc). Se han modelado siguiendo una cinética de primer orden y sus velocidades de reacción son independientes de los aceptores de electrones presentes.

Procesos de los microorganismos acumuladores de polifosfatos

Almacenamiento de X_{PHA}

Se supone que las bacterias PAO liberan fósforo (S_{PO_4}) procedente de las reservas de polifosfatos (X_{PP}) y utilizan la energía producida para el almacenamiento de productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}) intracelularmente (en la forma de X_{PHA}). Este proceso se observó inicialmente bajo condiciones anaerobias. Sin embargo, también se ha detectado bajo condiciones aerobias y anóxicas por lo que en las expresiones cinéticas no se han incluido los términos de inhibición para el oxígeno y el nitrato. El modelo considera como base estequiométrica el proceso de captura de materia orgánica.

Almacenamiento de polifosfatos

Este proceso representa al almacenamiento de fósforo, en la forma de polifosfato intracelular (X_{PP}). Las bacterias PAO obtienen la energía para llevar a cabo este proceso a partir de la degradación del X_{PHA} acumulado. La regeneración de las reservas de polifosfatos es esencial para el crecimiento de las bacterias PAO ya que los sustratos orgánicos (S_A y S_{PRO}) únicamente se acumulan intracelularmente mediante la energía obtenida a partir de la degradación de los polifosfatos. Por otra parte, se ha observado que el almacenamiento de fósforo se detiene si el contenido de fósforo en las bacterias PAO es demasiado alto. A partir de esta observación, en la expresión cinética de este proceso se ha introducido un término que inhibe el proceso cuando la fracción X_{PP}/X_{PAO} se acerca a la cantidad máxima de fósforo que las bacterias PAO son capaces de almacenar (K_{MAX}).

El almacenamiento de polifosfatos puede realizarse en condiciones aerobias o anóxicas utilizando nitrato o nitrito como aceptor de electrones. Al igual que sucedía con las bacterias heterótrofas la velocidad de almacenamiento es reducida en condiciones anóxicas por los factores η_{NO_3} y η_{NO_2} respectivamente. Estos últimos factores reflejan, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos acumuladores de polifosfatos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de almacenamiento aerobio.

Crecimiento de las bacterias PAO

Se supone que los organismos acumuladores de polifosfatos crecen a partir del sustrato orgánico intracelular (X_{PHA}). Sin embargo, se sabe que las bacterias PAO pueden crecer a partir de los sustratos solubles como el S_A , aunque es altamente improbable que tales sustratos estén disponibles bajo condiciones aerobias en una planta de eliminación biológica de nutrientes por lo que no está considerado en el modelo.

Las bacterias PAO son capaces de crecer tanto en condiciones aerobias como en condiciones anóxicas. De forma análoga al proceso de almacenamiento, la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por los factores η_{NO_3} y η_{NO_2} respectivamente. Estos últimos factores reflejan, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos acumuladores de polifosfatos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de crecimiento aerobio.

Lisis de las bacterias PAO y liberación de sus productos almacenados intracelularmente

Estos procesos representan la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa PAO

(X_{PAO}) junto con sus productos almacenados intracelularmente (X_{PHA} y X_{PP}). En el modelo utilizado se consideran tres procesos de lisis de primer orden respecto al componente que desaparece e independientes de los aceptores de electrones presentes. Si las constantes de velocidad de cada uno de los tres procesos son iguales, la composición de los microorganismos no cambia en los procesos de desaparición. Sin embargo, existen evidencias experimentales según las cuales X_{PP} se descompone más rápidamente que X_{PAO} y X_{PHA} . Esta pérdida adicional de polifosfato puede modelarse matemáticamente mediante un valor de la constante de velocidad b_{PP} más alto. Los productos de la lisis se han definido por analogía a los de los organismos heterótrofos. Las reservas orgánicas y los polifosfatos se supone que se descomponen a S_A y S_{PO_4} , respectivamente.

Procesos de los microorganismos amoniooxidantes

En el modelo utilizado se considera la nitrificación como un proceso de 2 etapas en el que el amonio (S_{NH_4}) es oxidado a nitrito (S_{NO_2}) por las bacterias amoniooxidantes y este es oxidado a nitrato (S_{NO_3}) por las bacterias nitritooxidantes.

Crecimiento de los microorganismos amoniooxidantes

Las bacterias amoniooxidantes son aerobias estrictas, consumen amonio como sustrato y como nutriente y producen nitrito y biomasa autótrofa (X_{AMM}). Este proceso se modela de forma análoga al crecimiento de las bacterias heterótrofas.

Lisis de los microorganismos amoniooxidantes

Los procesos de lisis de los microorganismos amoniooxidantes se modelan análogamente a como se hace con la lisis de los organismos heterótrofos. La X_S generada por la lisis es utilizada por las bacterias heterótrofas previa transformación de ésta a S_F (mediante los procesos de hidrólisis). Por lo tanto, la lisis de los microorganismos implica un crecimiento y consumo de oxígeno por parte de las bacterias heterótrofas.

Procesos de los microorganismos nitritooxidantes

En este modelo que considera la nitrificación como un proceso en dos etapas las bacterias nitritooxidantes son las responsables de transformar el nitrito en nitrato.

Crecimiento de los microorganismos nitritooxidantes

Las bacterias nitritooxidantes son aerobias estrictas, consumen nitrito como sustrato y amonio como nutriente

y producen nitrato y biomasa autótrofa (X_{NIT}). Este proceso se modela de forma análoga al crecimiento de las bacterias amoniooxidantes.

Lisis de los microorganismos nitritooxidantes

Los procesos de lisis de los microorganismos nitritooxidantes se modelan análogamente a como se hace con la lisis de los organismos heterótrofos. La X_S generada por la lisis es utilizada por las bacterias heterótrofas previa transformación de ésta a S_F (mediante los procesos de hidrólisis). Por lo tanto, la lisis de los microorganismos implica un crecimiento y consumo de oxígeno por parte de las bacterias heterótrofas.

Procesos de los microorganismos ANAMMOX

Estas bacterias son las responsables de la oxidación anaerobia del amonio. Se trata de bacterias autótrofas que en el proceso de oxidación utilizan el nitrito como aceptor de electrones generando nitrógeno gas y una pequeña cantidad de nitrato.

Crecimiento de los microorganismos ANAMMOX

Las bacterias ANAMMOX son anaerobias estrictas, el oxígeno es tóxico para su desarrollo. Estas bacterias utilizan amonio y nitrito y producen nitrógeno gas, nitrato y biomasa (X_{ANA}).

Lisis de los microorganismos nitritooxidantes

La lisis de estos microorganismos se modela análogamente a como se hace con la lisis del resto de bacterias.

Procesos anaerobios

Hidrólisis

Transformación de la materia orgánica lentamente biodegradable en materia orgánica fermentable por la acción de los enzimas extracelulares vertidos por las bacterias acidogénicas.

Fermentación (acidogénesis)

Transformación de la materia orgánica fermentable en ácidos grasos volátiles. En este proceso también se genera hidrógeno y dióxido de carbono y lo llevan a cabo las bacterias acidogénicas (X_{ACID}).

Acetogénesis

Oxidación anaerobia de los ácidos grasos volátiles englobados en el componente S_{PRO} . Los productos de este

proceso son ácido acético e hidrógeno y lo llevan a cabo las bacterias acetogénicas (X_{ACET}).

Conversión del ácido acético en metano y dióxido de carbono

Este proceso es llevado a cabo por las bacterias metanogénicas acetotróficas (X_{MAC}).

Conversión del hidrógeno en metano

Este proceso lo llevan a cabo las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas (X_{MH2}).

Muerte de las bacterias acidogénicas, acetogénicas, acetotróficas, hidrogenotróficas

En este proceso se engloban todos los procesos de desaparición de la biomasa (muerte, lisis, predación...). Por muerte de las bacterias se genera una pequeña fracción de materia orgánica suspendida no biodegradable (X_i), y materia orgánica lentamente biodegradable (X_s) que tras ser hidrolizada puede ser utilizada como sustrato por las bacterias acidogénicas. Los procesos de desaparición de todos los grupos de bacterias se han modelado de forma análoga.

Desorción del metano, hidrógeno y del dióxido de carbono

Aunque para el hidrógeno y el metano se podría asumir el equilibrio entre las fases líquida y gaseosa, se han modelado de forma análoga al dióxido de carbono, es decir gobernados por la cinética del proceso.

1.3 MODELO DE SEDIMENTACIÓN

El modelo del decantador incluye las zonas de clarificación, sedimentación y compresión del fango, de forma que se pueden obtener no sólo las concentraciones del efluente y de la recirculación de fangos, sino también el perfil de concentraciones en el decantador. De esta manera, se puede conocer la posición del manto de fangos en cada momento y la capacidad de almacenamiento de fangos del decantador.

En este modelo se asume que los gradientes horizontales de concentración de sólidos en el decantador son despreciables y, por tanto, sólo se modelan los procesos en la dirección vertical.

El modelo de decantación se basa en la teoría del flujo de sólidos propuesta por Kynch en 1952. Esta teoría afirma que la velocidad de sedimentación de los sólidos en una suspensión sólo varía con la concentración inicial en la zona de sedimentación retardada. Según este modelo, el flujo total de sólidos que se produce en el decantador se puede expresar como:

$$j_T = j_b + j_s$$

es decir, la suma del flujo debido a la sedimentación (j_s) y el flujo debido al arrastre de sólidos producido por los caudales de agua sobrenadante y de fango espesado (j_b).

El flujo debido al arrastre se puede expresar como:

$$j_b = V \cdot X$$

donde V es la velocidad del agua o del fango y depende de la sección del decantador y la zona del decantador donde se evalúe :

- Parte superior a la alimentación ($y \geq y_f$):

$$V_{OV} = -\frac{Q_E}{A}$$

- Parte inferior a la alimentación ($y < y_f$):

$$V_{UN} = -\frac{Q_R}{A}$$

El flujo de sólidos debido a la sedimentación será el producto de la velocidad de sedimentación de los sólidos por la concentración de sólidos existente:

$$j_s = V_s \cdot X$$

1.1.1 EXPRESIÓN GENERAL DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN.

De todos los modelos de sedimentación propuestos por la teoría del flujo, el más aceptado y utilizado es el modelo exponencial de Vesilind (1968):

$$V_{zs} = V_0 \cdot \exp(-n \cdot X)$$

Sin embargo, este modelo únicamente es válido en el intervalo de concentraciones donde se puede asumir que se produce una sedimentación zonal. Mediante experimentos de sedimentación en una probeta graduada

para disoluciones con distintas concentraciones de sólidos, se pueden obtener los valores de la velocidad de sedimentación zonal por simple observación del descenso de la interfase que separa los sólidos que sedimentan del líquido clarificado.

La expresión de la velocidad de sedimentación solamente describe el comportamiento de la sedimentación zonal, pero en los decantadores también se producen otros procesos que afectan al flujo de sólidos, como son la sedimentación floculada y la compresión del fango, que también han de quedar bien definidos para poder obtener un modelo de flujo general.

Sedimentación floculada.

El efecto de la sedimentación floculada se considera importante en las capas más elevadas del decantador, donde la concentración de sólidos es demasiado baja como para que se pueda producir una sedimentación zonal.

Se ha comprobado (Patry i Takács, 1992) que en esta zona de bajas concentraciones, la velocidad de sedimentación aumenta con la concentración de sólidos debido a que el efecto de floculación es más importante cuanto mayor sea la concentración de sólidos.

Esta floculación se podría explicar como el aumento del tamaño medio de las partículas de mayor diámetro debido al arrastre de las partículas de menor diámetro (más numerosas) que se encuentran por el camino durante la sedimentación. Este efecto de arrastre se produce por las diferentes velocidades con que sedimentan las partículas discretas en función de su tamaño.

Por tanto, el efecto de la floculación será mayor a medida que aumenta la concentración de sólidos. Así, la velocidad de sedimentación aumentará hasta llegar a un valor máximo de la velocidad de sedimentación efectiva (V_{Smax}). Esta velocidad máxima se puede entender como el momento en el que las partículas de mayor diámetro ya han arrastrado a la gran mayoría de las de menor diámetro y se ha conseguido un estado de igualdad de diámetros (y por tanto, también de velocidades de sedimentación discreta) entre las partículas que anula el efecto de floculación anterior. Las concentraciones de sólidos para las que se produce este efecto de extinción de la floculación dependen de las características del fango, fundamentalmente de la distribución de tamaños de partícula en los fangos introducidos al decantador y de la facilidad de las partículas para flocular. En la se puede ver la variación de la velocidad de sedimentación en función de la concentración del fango.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, la expresión general para la velocidad de sedimentación se puede

expresar de la siguiente forma (Takács et al., 1991):

$$V_S = \max \left\{ 0, \min \left[V_{Smax}, V_0 \cdot \left(e^{-r_h \cdot X^*} - e^{-r_p \cdot X^*} \right) \right] \right\}$$

donde X^* es la concentración de sólidos sedimentables, es decir, el total de sólidos existentes (X) menos los sólidos no sedimentables (X_{min}).

Los sólidos no sedimentables se pueden obtener en función de la fracción de sólidos no sedimentables existentes en el fango (f_{ns}) según la siguiente expresión:

$$X_{min} = f_{ns} \cdot X_f$$

y por tanto,

$$X^* = X - f_{ns} \cdot X_f$$

Según este modelo global, para obtener la velocidad de sedimentación de un fango en el decantador en función de la concentración de sólidos existente en cada zona del mismo, debemos conocer los siguientes parámetros para ese fango:

V_0 (m/h):	Máxima velocidad de sedimentación zonal.
V_{Smax} (m/h):	Máxima velocidad de sedimentación efectiva.
r_h (m ³ /g):	Parámetro característico de la sedimentación zonal.
r_p (m ³ /g):	Parámetro característico de la sedimentación floculada.
f_{ns} :	Fracción no sedimentable de los sólidos en la entrada.

La obtención de los parámetros V_0 y r_h experimentalmente requiere por lo menos entre 6 y 10 experimentos de sedimentación con un intervalo de concentraciones de 2 a 12 g/l. Esto supone un elevado tiempo de experimentación, ya que para concentraciones superiores a los 6 g/l, el experimento para determinar la velocidad de sedimentación zonal puede alargarse más de 3 horas.

Dado el trabajo que supone la obtención de estos parámetros para cada fango, y también los problemas de desnitrificación que pueden aparecer en las columnas de sedimentación, se han propuesto diversas

correlaciones empíricas de V_0 y r_h con los diferentes parámetros de sedimentabilidad de los fangos, fundamentalmente con el índice volumétrico del fango (IVF). De esta manera se pueden obtener valores aproximados de V_0 y r_h a partir de los valores de determinados parámetros que no requieren tanto tiempo experimental.

Por lo que respecta a los parámetros de sedimentación floculada ($V_{S_{max}}$ y r_p), como primera aproximación se suele dar a la velocidad máxima de sedimentación efectiva ($V_{S_{max}}$) un valor del orden del de la velocidad máxima de sedimentación teórica (V_0). Para el parámetro r_p , los valores suelen estar en un orden de magnitud superior a los valores de r_h (Ekama et al., 1997).

Teniendo en cuenta estas consideraciones, y usando la correlación empírica propuesta por Härtel y Pöpel (1992) se han utilizado los siguientes parámetros para el modelo de sedimentación.

Debido a la falta de datos experimentales se ha utilizado un IVF de 110 ml/g. Este valor está dentro del rango de valores normales para aguas residuales urbanas.

Efecto de las zonas de transición y compresión del fango.

El modelo anterior para la velocidad de sedimentación sólo tiene en cuenta el comportamiento de los sólidos desde concentraciones muy bajas hasta concentraciones altas donde aún se produce una sedimentación zonal. Por tanto, no representa el comportamiento de los sólidos cuando dejan la sedimentación zonal y el fango comienza a comprimirse por el propio peso de los sólidos que van sedimentando.

Este efecto de compresión hará que la velocidad de sedimentación real en las capas inferiores del decantador sea muy inferior a la que se obtendría si la sedimentación fuera zonal con esa misma concentración.

Härtel y Pöpel (1992), propusieron una función correctora para tener en cuenta este efecto de reducción de la velocidad de sedimentación. Esta función (Ω) solamente debe ser aplicable para las zonas de transición y compresión que aparecen en las capas más bajas del decantador. Por lo tanto, para las capas más elevadas, $\Omega = 1$ mientras que a partir de la zona de transición, el valor de Ω irá disminuyendo hasta anular la velocidad de sedimentación en el fondo del decantador

El modelo de sedimentación utilizado utiliza la ecuación propuesta por Otterpohl y Freund (1992) para corregir el flujo de sedimentación en función de la altura en el decantador:

$$\Omega = \frac{1 - B \cdot h_t^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}}{1 - B \cdot z^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}}$$

donde:

$$B = -\left(\frac{100 + IVF}{IVF} + 1\right) \cdot h_c^{\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}$$

$$h_t = \min(2 \cdot h_c, h_f)$$

$$h_c = \left(1 - \frac{1}{X_c \cdot r_h}\right) \cdot \left(\frac{X_f \cdot h_f}{X_c}\right)$$

$$X_c = \frac{480}{IVF}$$

Con esta función correctora, el flujo de sedimentación de sólidos se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$j_s = \Omega(z) \cdot V_s(X) \cdot X$$

Teniendo en cuenta que el flujo de sólidos viene determinado por la suma del flujo por arrastre y el flujo de sedimentación, la ecuación diferencial que describe el proceso de sedimentación en la dirección vertical de los decantadores y espesadores será:

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = V \cdot \frac{\partial X}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y}(\Omega \cdot V_s \cdot X)$$

Para poder obtener el perfil de concentraciones que se establece en el decantador desde la concentración del

agua sobrenadante hasta la concentración del fango espesado, se ha dividido el decantador en 10 capas de igual altura y se aplica un balance de materia a cada una, considerando cada capa como un reactor de tanque agitado.

Las entradas y salidas de materia de cada capa vienen dadas por el flujo total de sólidos que se establece en el decantador. En la capa de alimentación estará la entrada de agua proveniente del reactor de fangos activados y las capas inferior y superior del decantador tendrán las salidas de fango espesado y efluente respectivamente.

Para poder modelar los procesos biológicos que se producen en el decantador se ha utilizado la misma estructura de cálculo que en los reactores de fangos activados, considerando las capas del decantador como una serie de reactores donde las salidas y entradas de materia vienen dadas por los flujos de sedimentación que se establecen en función de la concentración de sólidos totales en cada capa discretizada en 10 capas.

ANEJO III: PRESUPUESTO

DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

AUTORA DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Eugenia Revuelta

DIRECTOR DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Ramón Barat

ÍNDICE

2	CAPÍTULOS Y SUBCAPÍTULOS	3
3	RESUMEN DEL PRESUPUESTO	7

1 CAPÍTULOS Y SUBCAPÍTULOS

Código	Resumen de capítulos	Precio (€)
CAP01	OBRA CIVIL	1.387.409
1.01	MOVIMIENTO GENERAL DE TIERRAS	257.453
1.02	ARQUETA DE LLEGADA Y BY-PASS GENERAL	7.632
1.03	PRETRATAMIENTO	217.702.21
1.03.01	OBRA DE LLEGADA: POZO DE MUY GRUESOS Y BOMBEO	24.605.12
1.03.02	DESBASTE Y TAMIZADO	22.187
1.03.03	DESARENADOR-DESENGRASADOR	27.410
1.03.04	EDIFICIO	143.499
	1.03	170.910
1.04	DEPÓSITO DE HOMOGENEIZACIÓN	14.850
1.05	REACTOR BIOLÓGICO	169.257
1.06	DECANTADOR SECUNDARIO	62.491
1.07	ARQUETA DE DERIVACIÓN	9.458
1.08	DEPÓSITO DE REGULACIÓN	100.506
1.09	FILTRO DE TELAS	14.371
1.10	DESINFECCIÓN	41.308
1.10.01	EDIFICIO ULTRAVIOLETA	12.535
1.10.02	CANAL DE CLORACIÓN	27.743
1.10.03	CUBETO HIPOLORITO	1.030
	1.10	41.308
1.11	MEDIDA DE CAUDAL DE AGUA TRATADA	4.577
1.12	LLEGADA A RAMBLA	5.080
1.12.01	ARQUETA LLEGADA A RAMBLA	4.394
1.12.02	OBRA DE SALIDA	686
	1.12	5.080
1.13	REDES DE TUBERÍAS Y REDES ELÉCTRICAS	137.396
1.13.01	BY-PASS GENERAL	31.777
1.13.02	LÍNEA DE AGUA	31.438
1.13.03	LÍNEA DE FANGO	6.389
1.13.04	AGUA INDUSTRIAL Y RIEGO	10.000
1.13.05	AGUA POTABLE	16.282
1.13.06	SANEAMIENTO Y VACIADOS	5.072
1.13.07	DRENAJE SUPERFICIAL	13.233
1.13.08	REDES ELÉCTRICAS	23.205
1.13.08.01	BAJA TENSIÓN	16.342
1.13.08.02	RED DE TIERRAS	6.863
	1.13.08	23.205

	1.13		36.439
1.14	ARQUETA DE FANGOS Y FLOTANTES		33.025
1.15	ESPEADOR DE GRAVEDAD		14.115
1.16	EDIFICIO DE CONTROL		70.994
	1.16.01	ESTRUCTURA	23.925
	1.16.02	ALBAÑILERÍA Y CARPINTERÍA	39.175
	1.16.03	MOBILIARIO	5.143
	1.16.04	FONTANERÍA	2.752
	1.16		70.994
1.17	URBANIZACIÓN Y JARDINERÍA		225.457
	1.17.01	CERRAMIENTO	24.648
	1.17.02	PARCELA	91.173
	1.17.03	VIAL DE ACCESO	87.666
	1.17.04	JARDINERÍA	21.970
	1.17		225.457
1.18	VARIOS		1.736
	1.18.01	DESODORIZACIÓN	746
	1.18.02	CENTRO DE TRANSFORMACIÓN	075
	1.18.03	TOLVA DE FANGOS	916
	1.18		1.736
	CAP01		592.619
CAP02	EQUIPOS MECÁNICOS		786.429
02.01	ARQUETAS		11.503
02.02	PRETRATAMIENTO		140.292
	2.02.01	POZO DE MUY GRUESOS Y ELEVACIÓN DE AGUA BRUTA	44.092
	2.03.01.01	POZO DE GRUESOS Y DESBASTE DE MUY GRUESOS	14.036
	2.03.01.02	ELEVACIÓN DE AGUA BRUTA	30.055
	2.02.01		44.092
	2.02.02	DESBASTE DE SÓLIDOS GRUESOS	26.554
	2.02.03	DESBASTE DE SÓLIDOS FINOS	27.644
	2.02.04	DESARENADOR-DESENGRASADOR	11.039
	2.02.05	DESEMULSIONADO	9.267
	2.02.06	EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE GRASAS Y FLOTANTES	8.531
	2.02.07	EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE ARENAS	13.167
	02.02		140.292
02.03	DEPÓSITO DE HOMOGENEIZACIÓN		14.574
02.04	REACTOR BIOLÓGICO		110.724
02.05	DECANTACIÓN SECUNDARIA		24.263

2.05.01	DECANTADOR	17.156
2.05.02	RETIRADA DE ESPUMAS Y FLOTANTES	7.107
	02.05	24.263
02.06	TRATAMIENTO TERCIARIO	165.573
2.06.01	DEPÓSITO DE REGULACIÓN	20.142
2.06.02	BOMBEO A TERCIARIO	15.017
2.06.03	FILTRO DE TELAS	99.024
2.06.04	DESINFECCIÓN	66.550
2.08.04.01	ULTRAVIOLETA Y CANAL DE CLORACIÓN	61.654
2.08.04.02	INSTALACIÓN HIPOCLORITO SÓDICO	4.896
	2.06.04	66.550
	02.06	165.573
02.07	FANGOS EN RECIRCULACIÓN Y EXCESO	22.562
2.07.01	ENTRADA ARQUETA DE FANGO	1.344
2.07.02	FANGOS EN RECIRCULACIÓN	11.278
2.07.03	FANGOS EN EXCESO	9.939
	02.07	22.562
02.08	TRATAMIENTO DE FANGOS	138.769
2.08.01	ESPESAMIENTO DE FANGOS	20.569
2.08.02	ALIMENTACIÓN A CENTRÍFUGA	6.305
2.08.03	CENTRÍFUGA	58.642
2.08.04	DOSIFICACIÓN DE POLIELECTROLITO	17.995
2.08.05	ALMACENAMIENTO DE FANGOS	35.258
	02.08	138.769
02.09	AGUA DE SERVICIO	14.013
2.09.01	GRUPO DE PRESIÓN	12.366
2.09.02	RED DE AGUA INDUSTRIAL (ED. PRETRATAM.)	1.202
2.09.03	RED DE AGUA POTABLE (ED. PRETRATAM.)	445
	02.09	14.013
02.10	DESODORIZACIÓN, AIRE ACONDICIONADO Y VARIOS	35.571
02.11	LABORATORIO Y TALLER	28.344
2.11.01	LABORATORIO	21.241
2.11.02	TALLER	7.103
	02.11	28.344
02.12	INSTRUMENTACIÓN	41.469
02.13	ELEMENTOS DE SEGURIDAD	411
02.14.	INSTALACION DE PROTECCION CONTRA INCENDIOS	3.200
02.14.01	ELEMENTOS DE EXTINCIÓN CONTRA INCENDIOS	1.205
	Elementos de extinción contra incendios	

02.14.02	SISTEMA DE COMUNICACION DE ALARMA	1.772
	Sistema de Comunicacion de Alarma	
02.14.03	SEÑALIZACIÓN DE EVACUACIÓN, EXTINCIÓN, COMUNICACION ALARMA	223
	Señalización de evacuación, extinción, comunicacion alarma	
	02.14.	3.200
	CAP02	695.227
CAP03	EQUIPOS ELÉCTRICOS	294.036
3.01	LÍNEA DE ACOMETIDA DE A.T.	39.854
3.01.01	LINEA AEREA DE MEDIA TENSION. LAMT DE COMPAÑIA	32.772
3.01.02	LINEA AEREA DE MEDIA TENSION. LAMT DE ABONADO	6.911
3.01.03	LINEA SUBTERRANEA DE MEDIA TENSION	171
	3.01	39.854
3.02	CENTRO DE TRANSFORMACIÓN	39.965
3.03	CUADROS ELÉCTRICOS DE PROTECCIÓN	74.169
3.04	LÍNEAS ELÉCTRICAS	37.456
3.05	SISTEMA DE ALUMBRADO	47.341
3.06	FUERZA DE USOS VARIOS Y VARIOS	7.324
3.07	GRUPO ELÉCTROGENO	29.282
3.08	CORRECCIÓN DEL FACTOR DE POTENCIA	10.087
3.09	PARARRAYOS	5.421
3.10	LÍNEAS PARA LA INSTRUMENTACIÓN	3.137
	CAP03	294.036
CAP04	EQUIPOS DE CONTROL	58.933
CAP05	GESTIÓN DE RESIDUOS	15.169
CAP06	SEGURIDAD Y SALUD	37.102
6.01	PROTECCIONES INDIVIDUALES	3.560
6.02	PROTECCIONES COLECTIVAS	13.754
6.03	INSTALACIONES DE HIGIENE Y BIENESTAR	11.989
6.04	MEDICINA PREVENTIVA Y PRIMEROS AUXILIOS	1.274
6.05	FOR. Y REUNIONES DE OBLIGADO CUMPLIMIENTO	6.526
	CAP06	37.102
CAP07	PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA	20.495
		1.654.647

2 RESUMEN DEL PRESUPUESTO

CAPÍTULO	RESUMEN	IMPORTE	%
CAP01	OBRA CIVIL	1.387.409	53,37
CAP02	EQUIPOS MECÁNICOS	786.429	30,25
CAP03	EQUIPOS ELÉCTRICOS	294.035	11,31
CAP04	EQUIPOS DE CONTROL	58.932	2,27
CAP05	GESTIÓN DE RESIDUOS	15.168	0,58
CAP06	SEGURIDAD Y SAUD	37.102	1,43
CAP07	PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA	20.494	0,79
TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL		2.599.573	
13% Gastos Generales	337.944		
6% Beneficio Industrial	155.974		
Suma de GG y BI	493918		
16% IVA	494958		
TOTAL PRESUPUESTO CONTRATA			3.588.451
TOTAL PRESUPUESTO GENERAL			3.588.451

Asciende el presupuesto general a la expresada de TRES MILLONES QUINIENTAS OCHENTA MIL CUATROCIENTAS CINCUENTA Y UNA

ANEJO IV: PLANOS

DISEÑO DE LA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES DE RAMONETE, T.M. DE LORCA (MURCIA)

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

AUTORA DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Eugenia Revuelta

DIRECTOR DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER:

Ramón Barat

ÍNDICE

- Plano Nº1. Situación
- Plano Nº2. Emplazamiento
- Plano Nº3. Planta General
- Plano Nº4. Línea de agua
- Plano Nº5. Líneas de fangos
- Plano Nº6. Planta Edificio de Pretratamiento
- Plano Nº7. Sección de Edificio de Pretratamiento