

ANEJO B. CÁLCULOS





SUMARIO

B.1. DATOS DE PARTIDA	5
B.1.1. Caudales y contaminaciones	5
B.1.2. Peso contaminaciones de entrada	7
B.1.3. Resultados a obtener	7
B.2. CÁLCULOS POR UNIDAD DE TRATAMIENTO OPCIÓN A: TRATAMIENTO BIOLÓGICO	9
B.2.1. Pozo de gruesos.....	9
B.2.2. Pozo de bombeo inicial	10
B.2.2.1. Dimensionamiento del pozo de bombeo	12
B.2.2.2. Dimensionamiento de los equipos de bombeo	13
B.2.3. Desbaste de sólidos	19
B.2.3.1. Cálculo de la materia retenida	20
B.2.3.2. Tubería comunicación con Homogeneización	21
B.2.4. Homogeneización.....	22
B.2.5. Bombeo a Reactor Biológico.....	23
B.2.5.1. Dimensionamiento de los equipos de bombeo.....	23
B.2.6. Reactor Biológico.....	27
B.2.6.1. Datos de diseño	27
B.2.6.2. Cálculos justificativos	29
B.2.7. Decantador secundario	41
B.2.7.1. Cálculo de la superficie.....	41
B.2.7.2. Comprobación de la carga de sólidos	42
B.2.7.3. Cálculo del volumen.....	42
B.2.7.4. Comprobación de la carga sobre vertedero	43
B.2.8. Cálculos justificativos línea de fangos.....	43
B.2.8.1. Recirculación de fangos	43
B.2.8.2. Recirculación del licor	44
B.2.8.3. Purga de fangos	45
B.2.8.4. Espesado de fangos	46
B.2.8.5. Deshidratado de fangos.....	48
B.3. CÁLCULOS POR UNIDAD DE TRATAMIENTO OPCIÓN B: MBR	52
B.3.1. Antecedentes.....	52
B.3.2. Reactor biológico	52
B.3.3. Bombeo a MBR	56



B.3.3.1. Dimensionamiento de los equipos de bombeo.....	56
B.3.4. Membranas de ultrafiltración.....	59
B.3.5. Periféricos Membranas de ultrafiltración	62
B.3.5.1. Soplantes de membranas.....	62
B.3.5.2. Bombas de permeado	63
B.3.5.3. Purga de fangos	64
B.3.5.4. Dosificaciones de limpieza.....	66
B.3.6. Espesado y deshidratado de fangos	67



B.1. DATOS DE PARTIDA

B.1.1. Caudales y contaminaciones

La EDAR proyectada se encuentra con una problemática muy común, que es la ampliación de su instalación debido al crecimiento demográfico de las localidades que abarca. En este caso la población equivalente inicial por la cual fue diseñada la EDAR a sido ampliada un 50%, debido tanto a la crecida de población durante los periodos estivales, como a la población fija de los municipios. Por lo que la depuradora se ha quedado pequeña y necesita una ampliación de otra línea de tratamiento, debido a que los rendimientos de tratamiento y el vertido a cauce público no cumple con la legislación vigente.

Para poder calcular y obtener un correcto dimensionamiento de la ampliación de la planta depuradora es necesario partir de unos datos de partida lo más detallados y contrastados posibles. En caso que nos ocupa los datos se obtienen a partir de la experiencia en las plantas actuales y de los datos ofrecidos por el ACA. Dichos valores se reflejan en la tabla B.1.1.1 que seguidamente se detalla.

	Parámetros diseño inicial (año 1991)	Necesidades actuales (año 2006)	Necesidades Futuras (año 2016)
Hab. Equivalentes	14.250	21.375	28.500
Q _{diario} (m ³ /d)	2.850	4.275	5.700
Q _{medio} (m ³ /h)	119	178.12	237.5
Q _{punta} (m ³ /h)	285	427.5	570

Tabla.B.1.1.1 Datos de crecimiento futuro

Cómo ya se comentó en la memoria de este proyecto debido a la experiencia en los estudios demográficos de las poblaciones que nos ocupan el ayuntamiento prevé un crecimiento tal que:



$$P_2 = (1.02919)^N \cdot P_1 \quad (\text{Ec.B.1.1.1})$$

Donde: P_1 = Población año 2005

P_2 = Población año 2015

N = 10 (número años horizonte)

Por otra parte de acuerdo con el Artículo 2 de la Directiva del Consejo (91/271 CEE) de Mayo 1991 sobre el Tratamiento de las Aguas Residuales Urbanas, se entiende una dotación media por habitante equivalente de 200 l/hab-eq día y la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de 5 días (DBO_5) de 60 gr de oxígeno por día.

De esta forma las cargas contaminantes y los datos de diseño considerados para el dimensionamiento de la ampliación de la EDAR se muestran en la tabla B.1.1.2.

Parámetros diseño	
Hab. Equivalentes	28.500
Q_{diario} (m^3/d)	5.700
Q_{medio} (m^3/h)	237.5
Q_{punta} (m^3/h)	570
DBO_5 (gr/hab día)	60
MES(gr/hab día)	80
NTK (gr/hab día)	12
DQO(gr/hab día)	120

Tabla.B.1.1.2 Parámetros de diseño



B.1.2. Peso contaminaciones de entrada

En la tabla B.1.2.1 se reflejan los pesos totales de contaminaciones de entrada a la EDAR proyectada mediante la siguiente conversión:

$$\frac{60 \text{ gr DBO}_5}{\text{hab día}} \cdot \frac{1 \text{ Kg}}{1000 \text{ gr}} \cdot 28500 \text{ hab} = 1710 \frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{día}}$$

Parámetros diseño	
Hab. Equivalentes	28.500
Q _{diario} (m ³ /d)	5.700
Q _{medio} (m ³ /h)	237.5
Q _{punta} (m ³ /h)	570
DBO ₅ (Kg/día)	1710
MES (Kg/día)	2280
NTK (Kg/día)	342
DQO (Kg/día)	3420

Tabla.B.1.2.1 Totales contaminaciones entrada

B.1.3. Resultados a obtener

Las reducciones previstas en las contaminaciones expresadas en porcentaje se reflejan en la tabla B.1.3.1 y son suficientes para cumplir con la normativa pertinente de vertido a cauce público.



<i>Parámetro</i>	<i>% de reducción</i>
Reducción de DQO tratamiento secundario	80 %
Reducción de DBO ₅ tratamiento secundario	92 %
Reducción de MES tratamiento secundario	92 %
Reducción de NTK tratamiento secundario	75 %
Reducción de P tratamiento secundario	95 %

Tabla.B.1.3.1 Parámetros de diseño

Las contaminaciones de salida tal y cómo se justifica en la memoria vienen regidas por las normativas especificadas en el apartado 4.3. y se reflejan en la tabla B.1.3.2.

PARÁMETRO	CONCENTRACIÓN
DQO	≤ 125 mg/l
DBO ₅	≤ 25 mg/l
S.S.	≤ 35 mg/l
pH	5,5-9,5
N _{total} *	15 mg/l
P _{total}	2 mg/l
Sequedad del fango	20 %

Tabla.B.1.3.2 Concentraciones de salida



B.2. CÁLCULOS POR UNIDAD DE TRATAMIENTO

OPCIÓN A: TRATAMIENTO BIOLÓGICO

B.2.1. Pozo de gruesos

La unidad de pozo de gruesos existente es un recinto de sección cuadrada tal y como se refleja en la tabla B.2.1.1. en la que se indican las dimensiones del recinto.

<i>Pozo de gruesos</i>	
Longitud útil (m)	3,25
Ancho útil (m)	3,7
Profundidad útil (m)	1,7
Sección (m ²)	12,03
Volumen (m ³)	20,44
Equipos instalados	Cuchara bivalva, compuerta de cierre

Tabla.B.2.1.1 Características Pozo de gruesos

Con éstos datos se calculan los tiempos de retención hidráulico (TRH) en el pozo de gruesos mediante la ecuación (Ec.B.2.1.1).

$$TRH \text{ (min)} = \frac{V}{Q} \cdot 60 \quad (\text{Ec.B.2.1.1})$$

Siendo: TRH: tiempo de retención hidráulico

V= volumen del recinto

Q_m= caudal medio



$Q_p = \text{punta}$

Por lo tanto:

$$TRH_{Q_m}(\text{min}) = \frac{V}{Q_m} \cdot 60 = \frac{20,44}{237,5} \cdot 60 = 5,16 \text{ min}$$

$$TRH_{Q_p}(\text{min}) = \frac{V}{Q_p} \cdot 60 = \frac{20,44}{570} \cdot 60 = 2,15 \text{ min}$$

Según la bibliografía consultada [3] los valores aconsejados de TRH en pozos de gruesos es de más de 10 min. a caudal medio y >5 min. a caudal punta. En este caso se estaría justo a la mitad de los valores aconsejados, pero es necesario destacar que el valor del volumen útil del pozo depende simplemente de la comunicación con el bombeo y debido a la cota de llegada del colector.

Por lo tanto ya que sería muy complicado la remodelación de la obra civil existente (estamos hablando de un pozo de 12 m de profundidad) se cree conveniente no realizar ningún cambio en éste tratamiento inicial, siendo conscientes de que el tiempo de decantación es un poco justo y que los trabajos de extracción de sólidos de la cuchara bivalva se aumentarán debido a la crecida de caudal y la acumulación de residuo en el recinto existente.

Dicha decisión no afectaría al tratamiento del agua residual, ya que detrás de este recinto se dimensiona una mejora en el desbaste de finos con el que se librerá a la instalación de sólidos superiores a 1 mm.

B.2.2. Pozo de bombeo inicial

El pozo de bombeo inicial está adosado al pozo anterior de gruesos y las características se muestran en la tabla B.2.2.1.

<i>Pozo de bombeo inicial</i>	
Longitud útil (m)	3,25
Ancho útil (m)	3,7



Profundidad útil (m)	1,6
Sección (m ²)	12,02
Volumen (m ³)	19,24
Equipos instalados	Reja cestón, bombas sumergidas

Tabla.B.2.1.1 Características Pozo de bombeo

Con éstos datos igual que en el apartado anterior se calculan los tiempos de retención hidráulico (TRH) en el pozo de bombeo inicial mediante la misma ecuación (Ec.B.2.2.1).

$$TRH \text{ (min)} = \frac{V}{Q} \cdot 60 \quad (\text{Ec.B.2.2.1})$$

Siendo: TRH: tiempo de retención hidráulico

V= volumen del recinto

Q_m= caudal medio

Q_p= punta

Por lo tanto sustituyendo los valores en la ecuación (Ec.B.2.2.1) tenemos los valores siguientes:

$$TRH_{Q_m} \text{ (min)} = \frac{V}{Q_m} \cdot 60 = \frac{19,24}{237,5} \cdot 60 = 4,86 \text{ min}$$

$$TRH_{Q_p} \text{ (min)} = \frac{V}{Q_p} \cdot 60 = \frac{19,24}{570} \cdot 60 = 2,03 \text{ min}$$

a) Caudales a considerar:

-Diario: 5700 m³/d



-Medio: 238 m³/d

-Máximo: 570 m³/d

b) Período de funcionamiento:

-N₁ de horas de funcionamiento: 8 h/d

-Caudal de bombeo requerido: 570 m³/h

c) Dimensionamiento del bombeo:

-Caudal de bombeo adoptado: 570 m³/h

-Tipo de bombas: Sumergible

-N₁ de bombas en servicio: 4 ud

-N₁ de bombas en reserva: 0 ud

-Caudal unitario: 142,50 m³/h

B.2.2.1. Dimensionamiento del pozo de bombeo

La expresión que proporciona la capacidad mínima útil de la arqueta de bombeo viene dada por la ecuación (Ec.B.2.2.1.1) y se refleja a continuación:

$$V = \frac{0,9 \cdot Q_E}{Z} \quad (\text{Ec.B.2.2.1.1})$$

Donde:

V: volumen útil del pozo (m³)

Q_E: capacidad de la bomba (l/seg)

Z: frecuencia de arranque (N/hora)

Los datos necesarios son:

Nº bombas: 2 ud.

Nº de arranques máximos por hora: 4 ud.



Caudales de bombeo (4 bombas): 570 m³/h

Volúmenes de regulación requeridos:

Volumen residual: 8 m³

Volumen total (4 bombas) según ecuación (Ec.B.2.2.1.1):

$$V = \frac{0,9 \cdot Q_E}{Z} = \frac{0,9 \cdot 39,58 * 4}{4} = 35,62m^3$$

Dimensiones de planta del pozo de bombeo:

Longitud: 4,72 m

Anchura 4,72 m

Altura de regulación:

Altura residual: 0,30 m

Altura regulación: 1,30 m

Altura total regulación: 1,60 m

Debido a que ampliar el bombeo existente en obra civil complicaría en exceso la obra a realizar y encarecería muchísimo el coste del proyecto se opta por realizar más arrancadas de las bombas produciendo un desgaste mayor de éstas en caudales punta que normalmente no se producirán. Si se mirara el funcionamiento a caudales medios el número de arrancadas de las bombas sería de:

$$Z = \frac{0,9 \cdot Q_E}{V} = \frac{0,9 \cdot 39,58 * 2}{35,62} = 2,00N/h$$

un valor más que aceptable, teniendo en cuenta que también se puede rotar el funcionamiento de éstas en cada arrancada.

B.2.2.2. Dimensionamiento de los equipos de bombeo

La expresión que proporciona la potencia de los grupos de bombeo viene dada por la ecuación (Ec.B.2.2.2.1).



$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} \quad (\text{Ec.B.2.2.2.1})$$

Donde:

Pa: potencia absorbida en C.V.

c : coeficiente igual a 1,25 para aguas residuales.

W : peso específico del líquido (kg/dm³), que en este caso al tratarse de agua será 1.

H : carga total o altura manométrica en metros.

Q : caudal a elevar en l/sg, en este caso será el caudal punta de 158,3 l/sg.

η : rendimiento de la bomba que se ha tomado igual a 0,81 al considerar la bomba de alta presión.

La altura manométrica se consigue teniendo en cuenta tanto el desnivel geométrico existente, como las pérdidas de carga en la tubería. En las páginas que siguen se ha determinado la altura manométrica total según las gráficas y métodos de cálculo adjuntados al final del documento y según la documentación consultada [3].

B.2.2.2.1. Cálculo altura manométrica estación de bombeo

Datos de partida

Fluido	Agua residual
Caudal de bombeo	570 m ³ /h
N₁ de bombas en servicio	4 ud
Caudal unitario	142,5 m ³ /h
Desnivel geométrico	616'95-603,10= 13,85 m



Pérdidas de carga Tubería de impulsión bomba

Material	Acero inoxidable
Caudal	142,5 m ³ /h
Diámetro	150 mm
Velocidad	2,24 m/sg
Longitud	12,15 m

Accesorios y puntos singulares

Válvula retención	1 ud (0,35 m.eq)
Válvula compuerta	1 ud (0,05 m.eq.)
Codo 90°	2 ud (0,07 m.eq)
Entronque	1 ud (0,026 m.eq)

Pérdida de carga

Por metro de tubería	0,032 m/m
Total tubería	0,39 m
Total accesorios y singulares	0,566 m

Pérdidas de carga colector impulsión bombeo

Material	Acero inoxidable
Caudal	570 m ³ /h
Diámetro	300 mm
Velocidad	2,24 m/sg
Longitud	4,00 m



<i>Accesorios y puntos singulares</i>	
Te salida	2 ud (0,4 m.eq)
<i>Pérdida de carga</i>	
Por metro de tubería	0,018 m/m
Total tubería	0,072 m
Total accesorios y singulares	0,8 m

Pérdidas de carga tubería entrada a rototamices

Material	Acero inoxidable
Caudal	285 m ³ /h
Diámetro	200 mm
Velocidad	2,52 m/sg
Longitud	6,00 m

<i>Accesorios y puntos singulares</i>	
Válvula compuerta	2 ud (0,07 m.eq.
Codo 90°	2 ud (0,1 m.eq)
Entrada	1 ud (0,2 m.eq)
<i>Pérdida de carga</i>	
Por metro de tubería	0,026 m/m
Total tubería	0,156 m
Total accesorios y singulares	0,54 m



ALTURA MANOMÉTRICA	
Desnivel geométrico	13,85 m
Pérdida carga tubería	0,618 m
Pérdida carga accesorios	1,906 m
ALTURA MANOMÉTRICA	16,37 m

Por lo tanto con estos datos, la potencia del grupo de bombeo viene dada por la ecuación (Ec.B.2.2.2.1) antes referenciada:

$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} = 1,25 \cdot \frac{1 \cdot 39,58 \cdot 16,37}{75 \cdot 0,81} = 13,33 CV = 9,8 KW$$

B.2.2.2.2. Cálculo de la sobrepresión por golpe de ariete

Las expresiones que nos permiten calcular la sobrepresión, Δh , en la conducción son:

La fórmula de Michaud:
$$\Delta H = \frac{2 \cdot L \cdot V}{g \cdot T} \text{ cuando } L < \frac{a \cdot T}{2} \quad (\text{Ec.B.2.2.2.2.1})$$

y la fórmula de Allievi:

$$\Delta H = \frac{\Delta V}{g} \text{ cuando } L > \frac{a \cdot T}{2} \quad (\text{Ec.B.2.2.2.2.2})$$

donde:

$$a = \frac{1440}{\sqrt{1 + C \cdot \frac{k \cdot d}{E \cdot e}}} \quad (\text{Ec.B.2.2.2.2.3})$$

H: presión estática en m.

A: velocidad de propagación de la onda (m/seg)

V: velocidad inicial del agua (m/sg)

C: 1 en tuberías con juntas de expansión



μ : módulo de Poisson

K: módulo de masa del agua, 2070 MN/m²

d: diámetro de la tubería en mm

E: módulo de elasticidad de la tubería (MN/m²)

e: espesor de la pared de la tubería

g: aceleración de la gravedad, g=9,81 m/sg²

T: tiempo de cierre, sg

ΔH : sobrepresión debidad al golpe de ariete.

Pero lo más recomendable para el cálculo de golpe de ariete es una simulación del fenómeno utilizando un software que esté basado en el modelo elástico. Como por ejemplo el utilizado aquí desarrollado por ISTECS ingeniería (Hitrans) y que a continuación se muestran los diferentes valores obtenidos para la impulsión del presente proyecto.

CARACTERÍSTICAS DE LA INSTALACIÓN

Fluido	Agua residual
Caudal de Bombeo:	570 m ³ /h
Conducción	
Material:	AISI-304
Diámetro Nominal:	300 mm
Diámetro interior:	300 mm
Espesor:	2 mm
Longitud:	4 m
Pérdida de carga:	0,618 m
Velocidad de circulación:	2,24 m/s
Altura geométrica:	0,20 m



Altura manométrica: 16,37

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

Tiempo de parada (Fórmula de Mendiluce) 2,07 seg.

Celeridad de la onda 542,17 m/s

Longitud crítica: 561,15 m

Tipo de impulsión Corta

Golpe de ariete (fórmula de Michaud) 0,4 m

Presión máxima a prever en parada 16,77

La tubería de inoxidable utilizada en la impulsión, tiene una presión nominal de 10 kg/cm², o lo que es lo mismo 100 m.c.a., con lo cual soporta la sobrepresión máxima producida por el golpe de ariete que es de 16,77 m.

B.2.3. Desbaste de sólidos

El desbaste se realiza por medio de tamices estáticos y tienen por objeto retener y separar los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión, que arrastran consigo el agua residual.

Debido al paso del tiempo los tamices están bastante estropeados, también los caudales de tratamiento son diferentes y además los tamices actuales presentaban problemas con las grasas y aceites de entrada. Por todos estos detalles se opta por cambiar los tamices estáticos por rototamices con limpieza automática capaces de tratar el caudal total de entrada a planta.

La capacidad unitaria del tamiz adoptado debe ser como mínimo de 285 m³/h.

De acuerdo con la figura B.2.3.1, podemos observar las dimensiones del tamiz adoptado buscando referencias en los suministradores habituales de este tipo de maquinaria industrial de depuración.

Este tipo de tamices de tambor rotativo, son bastante eficaces para el desbaste de aguas residuales, es interesante procurar un desbaste de gruesos previo y en caso de que las aguas este cargadas de grasas y aceites dotarlo de limpieza con agua caliente sobre el tambor.



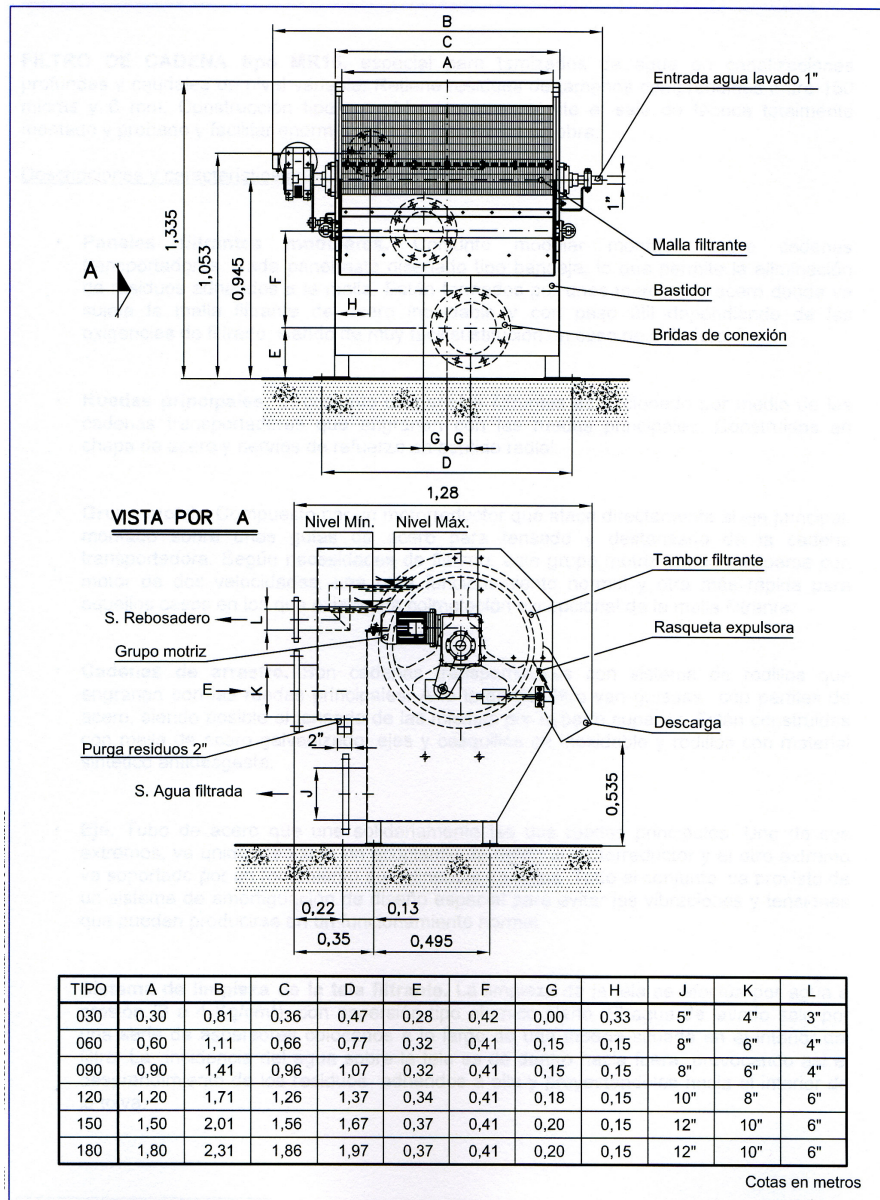


Tabla.B.2.3.1 Características Pozo de bombeo

B.2.3.1. Cálculo de la materia retenida

Al tratarse de rejas finas $1 \leq s \leq 20$ mm, se ha adoptado un volumen de retención de 20 l/hab y año [3], con lo cual se tiene:

$$28.500hab \cdot 20 = 570.000 \frac{l}{año} = 1.562 \frac{l}{día} \approx 1,6m^3/día$$

Nº de tornillos transportadores-compactadores: 1 ud.



% de reducción:	1/4
Capacidad de la prensa:	1 m ³ /h
Horas de funcionamiento:	8 h/día
Volumen diario de residuos:	1,6/4 = 0,4 m ³

Puesto que un contenedor de los que existen actualmente en la planta depuradora tiene una capacidad de 5 m³:

$$\frac{5000l}{400 \text{ l/día}} = 12,5$$

Por lo tanto el contenedor se recogerá cada 12 días aproximadamente. Se supone que la planta no funcionará siempre a régimen completo y se estima dos recogidas mensuales del contenedor de residuos de desbaste.

B.2.3.2. Tubería comunicación con Homogeneización

Pérdidas de carga Tubería comunicación

Material	Acero inoxidable
Caudal	570 m ³ /h
Diámetro	300 mm
Velocidad	2,24 m/sg
Longitud	24 m

Accesorios y puntos singulares

Vávula compuerta	2 ud (0,065 m.eq.)
Codo 90º	5 ud (0,08 m.eq)
Entronque	2 ud (0,026 m.eq)



<i>Pérdida de carga</i>	
Por metro de tubería	0,015 m/m
Total tubería	0,36 m
Total accesorios y singulares	0,582 m

Es necesario que la cota de salida del rototamiz esté por encima del valor de pérdida de carga total para evitar que nos rebose el agua en el interior de la caseta, el valor estimado asegurando el funcionamiento es de 1,2 m.

La tubería actual y la cota dónde están instalados los tamices hoy en día es suficiente para la instalación de los nuevos rototamices. En tal caso sólo es necesario el cambio de maquinaria nueva capaz de desbastar todo el agua de entrada.

B.2.4. Homogeneización

Para controlar las características del agua de entrada, y evitar transtornos en el recinto biológico, se proyecta un depósito de homogeneización con las características de la tabla B.2.4.1, a instalar entre la caseta de pretratamiento y el reactor biológico actual.

Con este recinto controlaremos el pH del agua residual y en caso de puntas de aguas contaminadas podremos retenerlas y homogeneizarlas mediante una aireación de toda la mas líquida.

También se instalará un agitador para que en los momentos de paro de la aireación se mantenga agitado el recinto y no decanten los sólidos al fondo del depósito.

<i>Homogeneización</i>	
Diámetro útil (m)	24
Profundidad útil (m)	6,5
Sección (m ²)	452,39
Volumen (m ³)	2940,53



Equipos instalados	Agitador, parrillas, bombas sumergidas
--------------------	---

Tabla.B.2.4.1 Características Recinto Homogeneización

Debido a la falta de espacio en la finca se opta por una instalación del recinto de homogeneización con un tiempo de retención a caudal medio algo menor al aconsejado [3], pero suficiente para nuestro caso dado la naturaleza de las aguas de entrada a la planta.

$$TRH_{Q_m}(h) = \frac{V}{Q_m} = \frac{2940,53}{237,5} = 12,38h$$

Se obtiene un tiempo de retención hidráulico superior a 12 horas, lo cual se considera óptimo para la instalación.

Según documentación consultada [3], es necesario mantener el líquido aireado y agitado, a razón de 1 m³/h por m³ de volumen del recinto, entonces:

$$Q_{aire} = 1 \frac{(m^3/h)}{m^3} \cdot 2940,53m^3 = 2940,53 \frac{m^3}{h}$$

La agitación del recinto se realizará mediante un agitador sumergido de 3Kw de potencia capaz de mantener el agua agitada y no permitir la decantación de la materia en las etapas de ausencia de oxígeno.

B.2.5. Bombeo a Reactor Biológico

Tras el tratamiento de homogeneización se bombeará el agua hasta el recinto biológico mediante un sistema de bombas sumergidas instaladas en el propio recinto de homogeneización, por lo que no es necesario calcular el pozo de bombeo.

Pero si es necesario calcular las pérdidas de carga en tubería y los equipos necesarios a instalar dentro del recinto de homogeneización.

B.2.5.1. Dimensionamiento de los equipos de bombeo

La expresión que proporciona la potencia de los grupos de bombeo viene dada por la ecuación (Ec.B.2.5.1.1) ya conocida:



$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} \quad (\text{Ec.B.2.5.1.1})$$

Donde:

Pa: potencia absorbida en C.V.

c : coeficiente igual a 1,25 para aguas residuales.

W : peso específico del líquido (kg/dm³), que en este caso al tratarse de agua será 1.

H : carga total o altura manométrica en metros.

Q : caudal a elevar en l/sg, en este caso será el caudal punta de 158,3 l/sg.

η : rendimiento de la bomba que se ha tomado igual a 0,81 al considerar la bomba de alta presión.

La altura manométrica se consigue teniendo en cuenta tanto el desnivel geométrico existente, como las pérdidas de carga en la tubería. En las páginas que siguen se ha determinado la altura manométrica total, mediante los mismos métodos utilizados anteriormente.

B.2.5.1.1. Cálculo altura manométrica estación de bombeo

Datos de partida

Fluido	Agua residual
Caudal de bombeo	570 m ³ /h
N₁ de bombas en servicio	4 ud
Caudal unitario	142,5 m ³ /h
Desnivel geométrico	7,0 m



Pérdidas de carga Tubería de impulsión bomba

Material	Acero inoxidable
Caudal	142,5 m ³ /h
Diámetro	150 mm
Velocidad	2,24 m/sg
Longitud	9 m

Accesorios y puntos singulares

Válvula retención	1 ud (0,35 m.eq)
Válvula compuerta	1 ud (0,05 m.eq.)
Codo 90°	2 ud (0,07 m.eq)
Entronque	1 ud (0,026 m.eq)

Pérdida de carga

Por metro de tubería	0,032 m/m
Total tubería	0,29 m
Total accesorios y singulares	0,566 m

Pérdidas de carga colector impulsión bombeo

Material	Acero inoxidable
Caudal	570 m ³ /h
Diámetro	300 mm
Velocidad	2,24 m/sg
Longitud	17,00 m



<i>Accesorios y puntos singulares</i>	
Codo 90°	5 ud (0,1 m.eq)
Entrada	1 ud (0,2 m.eq)
<i>Pérdida de carga</i>	
Por metro de tubería	0,018 m/m
Total tubería	0,30 m
Total accesorios y singulares	0,7 m

ALTURA MANOMÉTRICA

Desnivel geométrico	7,0 m
Pérdida carga tubería	0,59 m
Pérdida carga accesorios	1,27 m
ALTURA MANOMÉTRICA	8,86 m

Por lo tanto con estos datos la potencia del grupo de bombeo viene dada utilizando la ecuación (Ec.B.2.5.1.1):

$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} = 1,25 \cdot \frac{1 \cdot 39,58 \cdot 8,86}{75 \cdot 0,81} = 7,21 CV = 5,3 KW$$

Debido a que el depósito de homogeneización irá variando en volumen ocupado, la cota de altura geométrica de impulsión de las bombas también irá variando, pero para el cálculo realizado se a escogido el caso más desfavorable. Cabe indicar que cuando el depósito tenga almacenado más agua la altura geométrica variará y en consecuencia las bomba nos darán más caudal.



El golpe de ariete en este caso no es necesario su cálculo ya que los factores son mucho más favorables que los del bombeo anterior y no pelagra en absoluto la instalación de bombeo debido a este tipo de sucesos.

Se instalarán por consiguiente 4 bombas con capacidad de $142,5 \text{ m}^3/\text{h}$ para elevar y dosificar el agua retenida en el depósito de homogeneización.

B.2.6. Reactor Biológico

Tras los tratamientos descritos se encuentra el reactor biológico que se realiza por el sistema de tratamiento de fangos activos en aireación prolongada, que no precisan de decantación primaria.

En la planta actual existe una línea de tratamiento dotada de carrusel y aireación mediante parrillas de difusores y acelerador de flujo en su interior.

Esta variante de fangos activos se realiza con tiempos de retención hidráulica y edad del fango muy elevados. De esta forma el fango llega a estabilizarse aeróbicamente, debido los prolongados períodos de aireación y el desequilibrio entre la cantidad del fango en el tanque y la cantidad de materia orgánica que llega [5].

Para la ampliación de la EDAR se trata de optimizar el proceso disponiendo de otro carrusel con oxidación prolongada en paralelo al actual. En las siguientes páginas se realiza el cálculo para el total de la contaminación sabiendo que los resultados finales se tendrán que dividir por el número de carruseles, que en este caso será de dos.

B.2.6.1. Datos de diseño

Al no existir decantación primaria, en la tabla B.2.6.1.1 se detallan los datos de diseño para la configuración del reactor biológico.

En un proceso biológico de fangos activos por aireación prolongada la edad del fango oscila entre 20 y 30 días, de acuerdo con el texto “Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales”, de Aurelio Hernández Lehmann [6].

De acuerdo con la tabla del texto anterior comentado se tiene una DBO_5 soluble en el efluente de 6 mg/l .

Q_{medio}

$237,5 \text{ m}^3/\text{h}$



Q_{punta}	570 m ³ /h
Kg DBO ₅ /día	1710
Kg SST/día	2280
Kg N-NT/día	342

Tabla.B.2.6.1.1 Datos de diseño Reactor Biológico

El rendimiento del proceso biológico será por tanto:

$$\eta = \frac{300 \text{ mg/l} - 6 \text{ mg/l}}{300 \text{ mg/l}} = 98\%$$

Se han adoptado como valores normales para un proceso de fangos activos de aireación prolongada [6]:

- Coeficientes cinéticos:
 - Coeficiente de crecimiento de los microorganismos: $Y=0,65$
 - Coeficiente de mortandad: $K_d=0,06$
- Sólidos en suspensión en el licor mezcla:
 - MLSS: 4.000 mg/l
- Carga másica para aireación prolongada en baja carga:
 - $C_m = 0,08$

Se considera que el % de volátiles es inferior al de los fangos activos convencionales al existir una mayor mineralización, y se considera del 70%.

- Edad del fango, (S / fórmula Degremont)

$$Ef. = \frac{1}{(0,2 \cdot C_m + C_m^{1,445})} = \frac{1}{(0,2 \cdot 0,08 + 0,08^{1,445})} = 23,83 \text{ días} \quad (\text{Ec.B.2.6.1.1})$$



Edad del fango para una Nitrificación estable a temperaturas de 20°C y de 25^a C;

$$En = 23,83 \cdot (1,123)^{15-T} \quad (\text{Ec.B.2.6.1.2})$$

$$En(20^\circ C) = 13,34 \text{ días}$$

$$En(25^\circ C) = 7,47 \text{ días}$$

Habrà nitrificación estable siempre que $E_f > E_n$

Adoptamos por tanto $\theta_c = 23,83 \text{ días}$

- DBO₅ en el efluente 6 mg/l

B.2.6.2. Cálculos justificativos

Se realizan a continuación todos los cálculos necesarios para definir el tratamiento biológico.

B.2.6.2.1. Cálculo del volumen del reactor

El número de microorganismos en el reactor vendrá dado por la ecuación (Ec.B.2.6.2.1.1):

$$V = \frac{X_{DBO_5}}{X \cdot C_m} \quad (\text{Ec.B.2.6.2.1.1})$$

V: Volumen del reactor biológico

X_{DBO_5} : Carga Entrada de DBO₅ (kgDBO₅/día)

X : Concentración de sólidos en suspensión en el reactor biológico (Kg/día)

C_m : Carga másica

de forma que:

$$V_r = \frac{1710 \text{ kg DBO}_5}{4 \cdot 0,08} = 5.343,75 \text{ m}^3$$



El reactor está compuesto por dos líneas, y cada una de ellas según se ha visto en los cálculos anteriores debe de ser de al menos 2671,87 m³ de volumen.

Se adopta un carrusel de las medidas y dimensiones que se detallan en la figura B.2.6.2.1.1 y se reflejan en la tabla B.2.6.2.1.1. Como se puede observar el volumen es mayor al necesario ya que se adapta la necesidad a los sistemas de construcción prefabricada que tienen volúmenes predefinidos y justos según los números de paneles prefabricados instalados.

Se opta por esta opción para simplificar los trabajos de obra civil y sobre todo los costes de ejecución. También se reducen los tiempos de ejecución, ya que este tipo de montajes se pueden realizar en pocos días y además no requiere encofrados in situ que provocan el retardo de los montajes y su encarecimiento.

<i>Características del reactor (medidas útiles)</i>	
Nº de líneas	2 ud
Volumen unitario	2676,53 m ³
Superficie unitaria	594,78 m ²
Ancho canal	6,53 m
Profundidad	4,50 m
Longitud tramo recto	36,00m

Tabla. B.2.6.2.1.1 Dimensiones Reactor Biológico



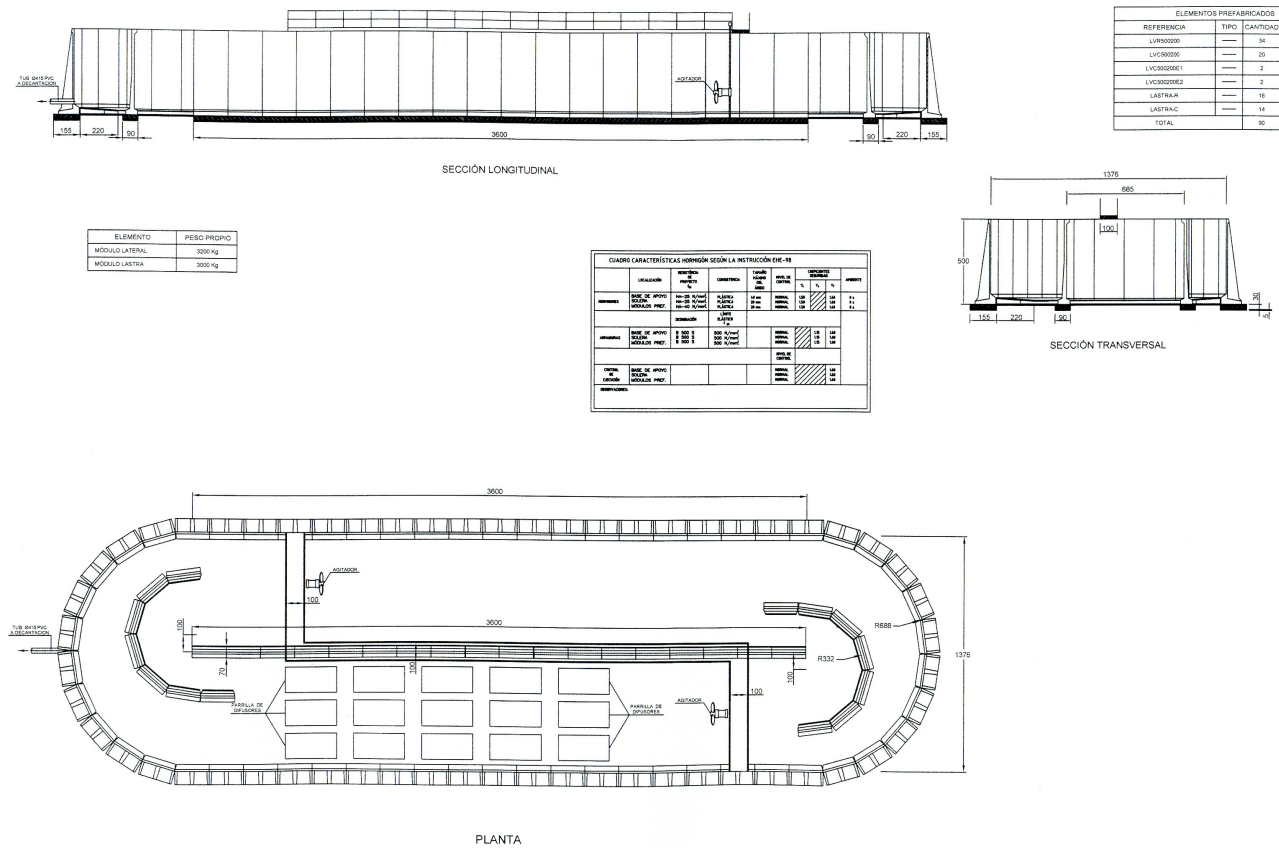


Fig.B.2.6.2.1.1 Dimensiones Reactor Biológico

Con esto el Volumen del reactor es de 2676,53 m³ y el total de 5353,06 m³.

B.2.6.2.2. Comprobación del tiempo de retención hidráulico en el reactor

$$t'_r = \frac{V_r}{Q} = \frac{2 \cdot 2676,53}{238 \cdot 24} = 0,93 \text{ días} = 22,49 \text{ horas}$$

Luego las dimensiones del reactor biológico son adecuadas dado que el tiempo de retención debe estar entre 16 y 30 horas.

B.2.6.2.3. Comprobación de la carga másica

La carga másica viene dada por la ecuación (Ec.B.2.6.2.3.1):



$$C_m = \frac{S_o \cdot Q}{X \cdot V_r} \quad (\text{Ec.B.2.6.2.3.1})$$

Si sustituimos:

$$C_m = \frac{S_o \cdot Q}{X \cdot V_r} = \frac{300 \cdot 238 \cdot 24}{4 \cdot 1000 \cdot 5353,06} = 0,08 \frac{\text{KgDBO}_5 / \text{día}}{\text{MLSS}}$$

Dado que se encuentra entre 0,05 y 0,15 el resultado es adecuado.

B.2.6.2.4. Comprobación de la carga volúmica

La carga volúmica viene dada por la ecuación (Ec.B.2.6.2.4.1):

$$CV = \frac{S_o \cdot Q}{V_r} \quad (\text{Ec.B.2.6.2.4.1})$$

$$CV = \frac{S_o \cdot Q}{V_r} = \frac{300 \cdot 238 \cdot 24}{1000 \cdot 5353,06} = 0,32 \frac{\text{KgDBO}_5}{\text{m}^3}$$

Dado que se encuentra entre 0,16 y 0,35 el resultado es adecuado.

B.2.6.2.5. Cálculo de las necesidad teórica de oxígeno

La necesidad de oxígeno para un proceso de fangos activos convencional sin nitrificación, puede calcularse por la ecuación (Ec.B.2.6.2.5.1):

$$O.N.(Kg / día) = A \cdot DBO + B \cdot MLSSV \quad (\text{Ec.B.2.6.2.5.1})$$

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 ecuación (Ec.B.2.6.2.5.2). 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.

$$a' = 0,62 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5 \quad (\text{Ec.B.2.6.2.5.2})$$

Lo anterior sólo se cumple con edades del fango suficientemente altas, del orden de 12 días o más como es el caso del presente proyecto.

En períodos de alta carga la membrana celular almacena materias orgánicas de partículas o 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. Se puede admitir un decrecimiento lineal, con relación a la edad del fango y establecer la siguiente ecuación (Ec.B.2.6.2.5.3).:

$$a' = 0,50 + 0,01 \cdot \theta_c \quad (\text{Ec.B.2.6.2.5.3})$$

con $a' < 0,62$.

- El segundo término de la ecuación (Ec.B.2.6.2.5.3) (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 ecuación (Ec.B.2.6.2.5.4):

$$b' = \frac{0,13 \cdot \theta_c}{(1 + 0,16 \cdot \theta_c)} \quad (\text{Ec.B.2.6.2.5.4})$$

B.2.6.2.5.1 Necesidades de oxígeno para la síntesis

Sustituyendo en la ecuación (Ec.B.2.6.2.5.3):

$$a' = 0,50 + 0,01 \cdot \theta_c = 0,5 + 0,01 \cdot 23,83 = 0,738$$

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



$$O.N._s(\text{Oxígeno necesario para síntesis}) = 0,62 \cdot 1710,00 = 1060,20 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

B.2.6.2.5.2 Necesidades de oxígeno para la endogénesis

Sustituyendo en la ecuación (Ec.B.2.6.2.5.4):

$$b' = \frac{0,13 \cdot \theta_c}{(1 + 0,16 \cdot \theta_c)} = \frac{0,13 \cdot 23,83}{(1 + 0,16 \cdot 23,83)} = 0,64 \frac{\text{KgDBO}_5/\text{día}}{m^3}$$

$$O.N._E(\text{Oxígeno necesario para endogénesis}) = 0,64 \cdot 1710,00 = 1094,40 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

Debido a que la edad del fango es de 23,83 días es seguro que se produce una nitrificación del sistema. Se deben calcular por tanto las necesidades de oxígeno debidas a la nitrificación.

B.2.6.2.6. Cálculo de las necesidad real de oxígeno

B.2.6.2.6.1 Carga de nitrógeno a nitrificar

El influente al reactor biológico en cuanto a nitrógeno es de: 342,00 Kg NTK/día

De esto se supone que:

- 2,5% es N orgánico: 8,55 Kg/día
- 97,5% es N-NH₄⁺: 333,45 Kg/día

De estos se deducen:

- N orgánico en salida (estimado 1 mg/l) = 5,70 Kg/d
- N fangos en exceso (estimado 5% DBO₅) = 85,5 Kg/d

$$\text{Carga de nitrógeno a nitrificar: } N_N = 333,45 - 5,70 - 85,5 = 242,25 \text{ Kg/d}$$

B.2.6.2.6.2 Capacidad de desnitrificación

Requisitos del vertido: N-NH₄ < 15 mg/l (85,68 Kg/día)

Luego la cantidad de nitrógeno a desnitrificar será: 242,25 – 85,68 = 156,57 Kg/día.

Capacidad de desnitrificación



$$\frac{156,57 \text{ KgN} - \text{NO}_3 / \text{día}}{1710 \text{ KgDBO}_5 / \text{día}} = 0,092 \frac{\text{KgN} - \text{NO}}{\text{KgDBO}_5}$$

B.2.6.2.6.3 Eliminación media de nitrógeno

- Nitrógeno desnitrificado diariamente:

$$\text{N-NO}_{3,\text{desnitrif}} = 0,092 \cdot 1710 = 157,32 \text{ Kg/d}$$

- Nitratos en salida:

$$\text{N-NO}_{3,\text{efluente}} = \text{N}_N - \text{N-NO}_{3,\text{desnitrif}} = 242,25 - 157,32 = 84,93 \text{ Kg/día}$$

B.2.6.2.6.4 Oxígeno necesario para nitrificar/desnitrificar

El oxígeno para nitrificar viene dado por la ecuación (Ec.B.2.6.2.6.4.1) que se refleja a continuación:

$$O.N._N = \frac{4,6 \cdot N - \text{NO}_{3,\text{efluente}} + 1,7 \cdot N - \text{NO}_{3,\text{desnitrif}}}{\text{KgDBO}_5 / \text{día}} \quad 5$$

(Ec.B.2.6.2.6.4.

1)

$$O.N._N = \frac{4,6 \cdot N - \text{NO}_{3,\text{efluente}} + 1,7 \cdot N - \text{NO}_{3,\text{desnitrif}}}{\text{KgDBQ} / \text{día}} = \frac{4,6 \cdot 84,93 + 1,7 \cdot 157,32}{1710} = 0,385 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBQ}$$

En esta hipótesis la necesidad total de oxígeno será:

$$0,62 + 0,64 + 0,38 = 1,64 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$$

Considerando los Kg de DBO₅ eliminados al día: $0,97 \cdot 1710 = 1658,7 \text{ Kg DBO}_5 / \text{día}$

$$O.N.(\text{oxígeno} \cdot \text{necesario}) = 1658,7 \cdot 1,64 = 2720,27 \text{ KgO}_2$$

B.2.6.2.6.5 Necesidades punta de oxígeno

Se ha considerado puntas de contaminación de P=200%, por lo que aplicando la fórmula: $0,45 \cdot P + 55$, se traduce en una punta de oxigenación sobre la síntesis y sobre la nitrificación de:

$$0,45 \cdot 200 + 55 = 145 \text{ (aproximadamente se toma 200 \%)}.$$

Con esto se tienen:



- Necesidades de síntesis: $0,62 \cdot 1,5 = 0,93 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$
- Necesidades de endogénesis: $0,64 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$
- Necesidades de nitrificación: $0,57 \cdot 1,5 = 0,853 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$

Por tanto la necesidad de O_2 en punta será de:

$$O.N.enpunta = 0,93 + 0,64 + 0,853 = 2,423 \text{ KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$$

Considerando los Kg DBO_5 eliminados al día: $0,97 \cdot 1710 = 1658 \text{ KgDBO}_5 / \text{d}$

$$O.N.enpunta = 2,423 \cdot 1658 = 4017,3 \text{ KgO}_2 / \text{día}$$

B.2.6.2.6.6 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: 10°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

K_t es el coeficiente global de transferencia que se calcula mediante la ecuación (Ec.B.2.6.2.6.5.1).

$$K_t = K_{t1} \cdot K_{t2} \cdot K_{t3} \quad (\text{Ec.B.2.6.2.6.5.1})$$

Coeficiente K_{t1} :



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

- Temperatura del agua en el tanque de aireación 10°C.
- Concentración media de oxígeno en el tanque de aireación: $C_x = 2 \text{ mg/l}$
- Concentración de saturación en agua clara, a 10°C y presión atmosférica normal: $C_s = 11,33 \text{ mg/l}$.

Este valor es corregido mediante los factores: β, C_p, C_A .

- β : tiene en cuenta los sólidos en suspensión del licor y su salinidad.

$$\text{Salinidad} < 3 \text{ mg/l} \rightarrow \beta = 0,98$$

- C_p : tiene en cuenta las variaciones de presión debidas a la altitud. Se toma una altitud sobre el nivel del mar de 600 m.

$$C_p = 1 - \left(0,111 \cdot \frac{600}{1000} \right) = 0,933$$

- C_A : tiene en cuenta la altura en el tanque de aireación. Como la aireación se va a llevar a cabo mediante difusores, se tiene en cuenta que la profundidad del tanque es de 4,5 m. Se determina la concentración de saturación media:

◦ Concentración en el fondo:

$$C_{SF} = C_s \cdot \frac{10,33 + P}{10,33}, \text{ siendo } P \text{ la profundidad de inmersión del difusor (4 m).}$$

$$C_{SF} = 11,33 \cdot \frac{10,33 + 4}{10,33} = 15,71$$

- Concentración en la superficie: tiene en cuenta la disminución de la presión parcial del oxígeno por disolución de la fracción E (E es el rendimiento de transferencia de oxígeno).

$$C_{SS} = C_s \cdot \frac{1 - E}{0,791 + 0,209 \cdot (1 - E)}$$



Siendo 0,791 la proporción de N en el aire, y 0,209 la proporción de O en el aire. Se estima el rendimiento E en un 5% por metro de inmersión (entre 3 y 6 metros), $E=0,05 \cdot P$:

$$E = 0,05 \cdot P = 0,05 \cdot 4 = 0,2$$

$$C_{SS} = 11,33 \cdot \frac{1 - 0,2}{0,791 + 0,209 \cdot (1 - 0,2)} = 9,46$$

El coeficiente de saturación media es:

$$C_{SM} = \frac{C_{SF} + C_{SS}}{2} = \frac{15,71 + 9,46}{2} = 12,58$$

$$C_A \text{ viene dado por: } C_A = \frac{C_{SM}}{C_S} = \frac{12,58}{11,33} = 1,11$$

Por tanto:

$$C'_S = C_S \cdot \beta \cdot C_P \cdot C_A = 11,33 \cdot 0,98 \cdot 0,933 \cdot 1,11 = 11,49$$

Donde K_{t1} viene dado por:

$$K_{t1} = \frac{C'_S - C_X}{C_S} = \frac{11,49 - 2}{11,33} = 0,837$$

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 $T = 10 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow K_{t2} = 1,024$ [6]

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 con difusores \rightarrow de acuerdo con la Tabla II 6.1.6. en "Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales" de Aurelio Lehmann[6], se toma $K_{t3} = 0,80$.

El coeficiente global de transferencia, K_t saldrá:



$$K_t = K_{t1} \cdot K_{t2} \cdot K_{t3} = 0,837 \cdot 1,024 \cdot 0,80 = 0,685$$

El coeficiente de corrección α es; 0,556

La eficiencia del difusor en aporte de oxígeno es; 0.3 Kg/m³

El contenido en oxígeno es; 0.28 %

Y la densidad es; 1,20 Kg/m³

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

$$Oxígeno_{real} = \frac{O.N.teórico}{K} = \frac{2720,27}{0,685 \cdot 0,55 \cdot 0,35 \cdot 0,28 \cdot 1,2} = 6162,68 \frac{KgO_2}{día} = 2567,57 \frac{m^3}{h}$$

$$O_{real\ punta} = \frac{O.N.t_{punta}}{K} = \frac{4017,30}{0,685 \cdot 0,556 \cdot 0,30 \cdot 0,28 \cdot 1,2} = 104642,56 \frac{KgO_2}{día} = 4360,10 \frac{m^3}{h}$$

B.2.6.2.7. Potencia a instalar

En sistemas de difusión la potencia a instalar puede calcularse a partir de la siguiente ecuación(Ec.B.2.6.2.7.1):

$$P(C.V) = \frac{0,227 \cdot Q_{aire}}{1,04} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot C \quad (\text{Ec.B.2.6.2.7.1})$$

Siendo:

- $P_1 = 10,33\text{mca}$
- $P_2 = P_1 + \text{Profundidad cuba} + \text{pérdidas difusores} + \text{pérdidas tuberías.}$
- $C = \text{coeficiente de seguridad (normalmente 10\%)}$

$$P_2 = 10,33 + 4 + 0,11 + 1,5 = 15,94 \text{ mca.}$$

$$Q_{aire} = 4360 \text{ Nm}^3 / \text{hora.}$$

$$P[CV] = 124,29 \text{ CV} = 91,25 \text{ Kw.}$$

B.2.6.2.7.1 Producción de aire y distribución adoptada para los difusores



El sistema de aireación debe satisfacer las necesidades máximas de oxígeno, siendo éstas las siguientes:

- Caudal de trabajo: **4360 Nm³ / hora**

El número de parrillas de difusores se calcula en función de la demanda de oxígeno, y de la profundidad de la cuba, 4,5 m. Se adoptan los siguientes valores:

Los difusores que se proponen son tiras de tubo flexible de membrana de caucho instaladas sobre parrillas de inoxidable con capacidad de regulación mediante espárragos flexibles en los extremos.

El aporte de aire a cada parrilla viene dado por el caudal total de las soplantes y la distribución actual de la planta, debido a que se proyecta la segunda línea de tratamiento se divide la instalación en la mitad de caudales.

Nº de parrillas totales:	30 ud
Nº parrillas por línea:	15 ud
Caudal por parrilla:	145,34 m ³ /h
Nº parrillas existentes:	15 ud

Por lo tanto será necesaria la instalación de 15 parrillas nuevas en el tratamiento biológico nuevo a instalar.

B.2.6.2.7.2 Características de los grupos soplantes

La producción de aire debe cumplir las necesidades máximas de oxígeno, necesitando el siguiente caudal:

- Caudal necesario: **4360 Nm³ / hora**

De acuerdo con los cálculos realizados con la ecuación (Ec.B.2.6.2.7.1), la potencia necesaria total para la producción del aire necesario es de 79,40 Kw. Se adoptará una instalación con las siguientes características:

Nº de máquinas:	4 + 1 (de reserva)
Presión necesaria, mca:	5
Caudal unitario:	1090 m ³ /h



Potencia absorbida media unitaria: 19 Kw (en motor)

La aspiración de las soplantes se realiza de la sala de máquinas siendo filtrado de forma independiente para cada unidad.

Las impulsiones de las máquinas de 100 mm de diámetro se conectan a un colector común de 300 mm para cada línea que al llegar al recinto biológico se divide en dos ramales de 250 mm los cuales van disminuyendo el diámetro progresivamente hasta completar el reparto de aire impulsado, manteniendo una velocidad de circulación a Q_{\max} demandado, menor de 12 m/s.

Automatismos de la aireación

El sistema de aeración debe poseer la flexibilidad suficiente para adaptar las aportaciones de oxígeno a las necesidades reales, y por consiguiente optimizar los consumos de energía. Una oxigenación superflua constituye un despilfarro de energía y no mejora en absoluto el funcionamiento, incluso peor, un exceso de O_2 al final de la cuba de aeración puede perturbar la decantación secundaria.

Esta instalación posee por tanto medidores de oxígeno, e instrumentación a base de sondas de O_2 y de potencial redox, que ayuden a paliar la dificultad en la limitación entre los períodos de oxidación-aerobios y anaerobios.

B.2.7. Decantador secundario

Para el cálculo de los decantadores secundarios se adoptan valores recomendados en la bibliografía consultada como el “Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales” de Aurelio Lehmann [6].

B.2.7.1. Cálculo de la superficie

La ecuación (Ec.B.2.7.1.1) muestra como realizar el cálculo de la superficie en los decantadores circulares.

$$\text{Área}(Q_{\max}) = \frac{Q_{\max}}{V_{asc} \cdot (Q_{\max})} \quad (\text{Ec.B.2.7.1.1})$$

-Caudal máximo:

$$\text{Área}(Q_{\max}) = \frac{Q_{\max}}{V_{asc} \cdot (Q_{\max})} = \frac{570}{1,20} = 475m^2$$



-Caudal medio:

$$Área(Q_{\max}) = \frac{Q_{\max}}{V_{asc} \cdot (Q_{\max})} = \frac{237,5}{0,6} = 395,8m^2$$

Luego la superficie debe ser mayor o igual a 475m².

Se han adoptado dos unidades circulares (una existente) de 19,0 metros de diámetro interior útil.

$$A_{real} = 2 \cdot \pi \cdot \frac{19^2}{4} = 567,05m^2$$

B.2.7.2. Comprobación de la carga de sólidos

- Caudal máximo:

$$C_{Sol}(Q_{\max}) = \frac{X \cdot Q_{\max}}{Sup_{real}} = \frac{4 \cdot 570}{567,05} = 4,02 \frac{Kg}{m^2 \cdot h} \leq 7$$

- Caudal medio:

$$C_{Sol}(Q_{med}) = \frac{X \cdot Q_{med}}{Sup_{real}} = \frac{4 \cdot 237,5}{567,05} = 1,67 \frac{Kg}{m^2 \cdot h} \leq 4,2$$

Luego la superficie adoptada es válida.

B.2.7.3. Cálculo del volumen

- Caudal máximo:

$$V(Q_{\max}) = t_R \cdot (Q_{\max}) \cdot Q_{\max} = 1,7 \cdot 570 = 969m^3$$

- Caudal medio:

$$V(Q_{med}) = t_R \cdot (Q_{med}) \cdot Q_{med} = 3,6 \cdot 237,5 = 855m^3$$

Luego el volumen total $\geq 969 m^3$

La altura será: $h \geq \text{Volumen/Superficie}$. Real = 1,71 m. Este valor es inferior al recomendado ($3,0 \leq h \leq 5 m$) y se ha adoptado una altura mayor.



$$h = 3,4 \text{ m} \rightarrow V_{\text{real}} = 3,4 \cdot 567,05 = 1927,97 \text{ m}^3.$$

B.2.7.4. Comprobación de la carga sobre vertedero

- Caudal máximo:

$$C_{\text{Vert}} \cdot (Q_{\text{max}}) = \frac{Q_{\text{max}}}{2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot R} = \frac{570}{2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 9,5} = 4,77 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}_l} \leq 9$$

- Caudal medio:

$$C_{\text{med}} \cdot (Q_{\text{med}}) = \frac{Q_{\text{med}}}{2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot R} = \frac{237,5}{2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 9,5} = 1,98 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}_l} \leq 4$$

Por lo tanto el decantador tendrá las características que se muestran en la Tabla B.2.7.4.1:

<i>Características del decantador (medidas útiles)</i>	
Nº de líneas (1 existente)	2 ud
Volumen unitario	963,98 m ³
Superficie unitaria	283,52 m ²
Profundidad	3,40 m

Tabla B.2.7.4.1 Características decantadores

B.2.8. Cálculos justificativos línea de fangos

Para el cálculo de la línea de fangos es necesario encontrar los volúmenes de caudales de recirculación y purga del sistema y los fangos en exceso.

B.2.8.1. Recirculación de fangos

Se han considerado para la recirculación de fangos los parámetros de diseño siguientes:



a) IVF (índice Volumétrico de Fangos) = 150 Kg/l

Para una concentración en el reactor de $3,5 \text{ Kg/m}^3$, obtenemos un factor de recirculación según la ecuación (Ec.B.2.8.1.1).

$$R_F = \frac{C_R \cdot IVF}{V_R - C \cdot IVF} \quad (\text{Ec.B.2.8.1.1})$$

$$R_F = \frac{C_R \cdot IVF}{V_R - C \cdot IVF} = \frac{3,5 \cdot 150}{2676,53 - 3,5 \cdot 150} = 0,244$$

b) A efectos de cálculo la concentración del fango del decantador secundario no será superior a 8 mg/l . Teniendo en cuenta las concentraciones del agua bruta y del reactor, se tiene:

$$R_F = \frac{C_R - C_E}{C_F - C_R} = \frac{3,5 - 0,29}{8 - 3,5} = 0,71$$

c) El caudal instalado en la recirculación externa no será inferior al 150% del caudal medio.

$$Q_{\text{recirc,ext}} \geq 1,5 \cdot 237,5 = 356 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$Q_{\text{recirc,línea}} \geq 178,12 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Se diseña una instalación automática de bombas para las funciones de recirculación y purga del fango mediante válvulas automáticas tipo PIC. Para ver las bombas escogidas ver la Tabla B.2.8.3.1.1.

B.2.8.2. Recirculación del licor

Se realiza por medio del acelerador de flujo. En este caso la velocidad en el canal debe ser superior a $0,3 \text{ m/s}$, lo que supone un equipo por línea de tratamiento. Se equipará la línea nueva igual que el reactor existente con acelerador de corriente.



B.2.8.3. Purga de fangos

B.2.8.3.1. Cálculo de fangos en exceso

Según las fórmulas de Ronzano et al.[7], para calcular la producción de fangos que resulta de la eliminación de 1 g de DBO_5 :

$$P_x(SSV) = \frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot \theta_C} + 0,14 + 0,20 \cdot \frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5} \quad (\text{Ec.B.2.8.3.1.1})$$

$$P_x(SST) = \frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot \theta_C} + 0,14 + 0,50 \cdot \frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5} \quad (\text{Ec.B.2.8.3.1.2})$$

$$\frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5} = 0,6 \cdot \frac{2280}{1710} = 0,8 \quad (\text{Ec.B.2.8.3.1.3})$$

Se tiene con éstas expresiones:

$$P_x(SSV) = \left[\frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot 23,83} + 0,14 + 0,20 \cdot 0,8 \right] \cdot (0,97 \cdot 1710) = 694,06 \frac{\text{KgSSv}}{\text{día}}$$

$$P_x(SST) = \left[\frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot 23,83} + 0,14 + 0,50 \cdot 0,8 \right] \cdot (0,97 \cdot 1710) = 1092,14 \frac{\text{KgSSv}}{\text{día}}$$

La cantidad de fango a purga será:

Masa a purgar = Incremento de biomasa (MLSS) - SS perdidos en el efluente

$$1092,14 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} - 0,015 \cdot 237,5 \cdot 24 = 1006,64 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

Tomando una concentración de fangos de 7 Kg/m^3 , el volumen diario total a purgar del sistema será de $143,80 \text{ m}^3$.

Para la recirculación de fangos y la purga se instalan 6 bombas horizontales (2 de reserva) capaces de bombear la suma de los dos caudales. Mediante un juego de válvula PIC accionadas neumáticamente, damos paso libre a una tubería o a otra. Las bombas aspiran directamente del fondo de los decantadores por lo que nos libra de realizar un pozo de bombeo.

Las características de las bombas son las siguientes:



Características del bombeo de fangos	
Nº de líneas (1 existente)	2 ud
Nº bombas por línea	2 ud (+1 reserva)
Capacidad unitaria	100 m ³ /h
Impulsión	3 m

Tabla B.2.8.3.1.1 Características decantadores

Igual que en la instalación existe se proyecta la tubería en acero inoxidable, con un colector de aspiración y uno de impulsión, así como sus derivaciones pertinente de recirculación a entrada de biológico nuevo y purga a espesador proyectado.

B.2.8.4. Espesado de fangos

Una vez que se han separado los fangos del agua residual, y antes de proceder a la eliminación de los mismos, es conveniente proceder al espesamiento de los fangos purgados de los decantadores.

Se obtiene un doble resultado:

- Concentración de los fangos antes de su conducción a centrífuga. El volumen de fango a deshidratar resulta menor, con el consiguiente ahorro de explotación.
- Mezcla y homogeneización de los fangos procedentes de distintos decantadores.

B.2.8.4.1. Datos de diseño y cálculo

$$F(\text{SST}) = 1006,64 \text{ Kg/día}$$

Concentración en entrada:

$$C_f = 3,5\% = 35 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Se adoptan como valores de diseño [6]:



- Concentración de salida del almacén de fangos:

$$C_{sa} = 2\% = 20 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

- Carga hidráulica máxima:

$$C_h = 0,45 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

- Carga de sólidos máxima:

$$C_s = 35 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

- Tiempo de retención mínimo:

$$T_r = 48h$$

- Tiempo operativo del bombeo de fangos:

$$t_{op} = 2 \frac{h}{\text{día}}$$

Cálculos realizados

- a) Volumen máximo:

$$V = \frac{F(SST) \cdot T_r}{C_F \cdot 48} = \frac{1006,64 \cdot 48}{35 \cdot 48} = 57,52 \text{m}^3$$

Altura: la altura actual es de 5 m.

- b) Comprobación:

$$V_{espactual} = 7,2 \cdot 5 \cdot 4,5 = 162 \text{m}^3$$

Tiempo de retención:

$$T_r = \frac{V_{espactual} \cdot C_F \cdot 24}{F(SST)} = \frac{162 \cdot 20 \cdot 24}{1006,64} = 77,24h$$



Por lo tanto las dimensiones actuales del almacén (Tabla B.2.8.4.1.1) de fango nos permiten hacer frente a la producción de éstos los fines de semana y se opta por no realizar ningún cambio en esta etapa. Dentro del almacén se dispone de un agitador de fangos para homogeneizar el licor antes de su deshidratación.

Características del espesador (medidas útiles)	
Nº de líneas (1 existente)	1 ud
Volumen unitario	162 m ³
Superficie unitaria	36 m ²
Profundidad	4,5 m

Tabla B.2.8.4.1.1 Características del espesador

B.2.8.5. Deshidratado de fangos

La concentración de los fangos espesados será del orden del 2%.

Por lo tanto el volumen de fango espesado será:

$$V = \frac{F(SST)}{C_{SE} \cdot 10} \cdot \frac{\text{díassemana}}{\text{díastrabajo}} = \frac{1006,64}{2 \cdot 10} \cdot \frac{7}{5} = 70,46 \text{ m}^3/\text{d}$$

La deshidratación de fangos actual se realiza mediante centrífuga de fangos, para la deshidratación del caudal total. Si se hacen trabajar las máquinas 1 turno diario de 7 h, 5 días por semana es necesario la instalación para 70,46 m³/día.

Por lo tanto las centrífugas tendrán una capacidad total de:

$$\frac{70,46 \text{ m}^3/\text{d}}{7 \text{ h}/\text{d}} = 10,06 \text{ m}^3/\text{h}$$

Entonces el caudal de fangos de cada máquina es: 5,03 m³/h.



La instalación existente posee una maquina de deshidratación de fangos capaz para 9 m³/h a caudal hidráulico y 5,85 m³/h de caudal de fangos. La opción más viable en este proyecto es duplicar el equipo de deshidratación de fangos instalando una nueva centrífuga con capacidad de 5,85 m³/h de fangos, la cual cosa dotaría a la instalación de un caudal total de 11,7 m³/h > 10,06 m³/h.

Se doblarán por tanto los equipos periféricos de la deshidratación de fangos, tales como las bombas de impulsión y el equipo de preparación de polielectrolito. Las dos nuevas bombas de fangos son de tornillo helicoidal, de desplazamiento positivo de caudal variable, entre 1 y 10 m³/h. El tornillo transportador de fango será una nueva instalación de tipo "z" para transportar el caudal de fango deshidratado.

$$1006,64 \frac{kgMS}{d} + 8 \frac{kgpoli}{TnMS} \cdot 1006,64 \frac{kgMS}{d} \cdot \frac{1TnMS}{1000KgMS} = 1014,69 \frac{kgMS}{d}$$

$$1014,60 \frac{kgMS}{d} \cdot \frac{7}{5} = 1420,57 \frac{kgMS}{d}$$

Sequedad mayor al 24%

$$Volumen = \frac{1420,57 \frac{kgMS}{d}}{240} = 5,91 m^3 / d$$

Debido a las horas de trabajo y la duplicidad de elementos los tornillos deben tener una capacidad de cómo mínimo transportar 0,42 m³/h.

El envío del fango deshidratado se realiza mediante una instalación nueva de tornillos, que recogen el fango de cada centrífuga y lo trasladan hasta el contenedor de almacenamiento.

El consumo de polielectrolito para la deshidratación será de 8 Kg/Tn MS, según las características reales de los fangos.

$$Consumopolielectrolito = \frac{1006,64 \frac{kgMS}{d} \cdot 8 \frac{kgpoli}{TnMS}}{1000} = 8,05 \frac{Kg}{h}$$

Si suponemos una riqueza del producto comercial del 50% y un peso específico de 1 kg/l entonces:

$$Caudalmáximo = \frac{8,05 \frac{Kg}{h} \cdot 1}{50} \cdot 100 = 16,1 \frac{l}{h}$$



Las bombas actuales sobrepasan el caudal estipulado, pero para dejar instalaciones independientes en la planta se opta por duplicar los equipos de polielectrolito, instalando una nueva cuba de preparación, dotada con agitador, rotámetro, bomba dosificadora entrada, electroválvula, dos compartimentos en acero inoxidable y dos bombas dosificadoras de polielectrolito de instalación horizontal.





B.3. CÁLCULOS POR UNIDAD DE TRATAMIENTO

OPCIÓN B: MBR

B.3.1. Antecedentes

En la opción "B" de este proyecto se dimensiona unidades de MBR para el tratamiento de las aguas residuales de entrada en la planta actual. Por lo tanto las mejoras propuestas para el aumento de caudal en la opción "A", en los procesos hasta la homogeneización se repetirían en este caso. Por ello, los cálculos estimados para la zona de pretratamiento, el pozo de gruesos y bombeo, el tamizado de finos, la neutralización y homogeneización se mantienen para esta segunda opción y a partir del bombeo a biológico se modifica el tratamiento. En esta segunda opción no es necesaria la ampliación de una segunda línea de tratamiento biológico y decantador sino que con la instalación actual y añadiendo los módulos de las membranas bastaría. Por lo tanto a continuación se desarrollan los cálculos de los módulos de membranas de ultrafiltración.

B.3.2. Reactor biológico

En esta opción las membranas nos permiten trabajar a concentraciones de 8-10 mg/l, el doble que la opción "A", por lo tanto no es necesario la construcción de un nuevo recinto biológico, pero si es necesaria la ampliación, del aire inyectado en contacto con el agua, calculada en el primer apartado. Debido a este aumento de la concentración de sólidos nos aumenta el consumo de oxígeno dentro del proceso de endogenosis del líquido mezcla.

A continuación se calcula de forma distinta que anteriormente, pero se obtiene igualmente el cálculo de la cantidad de aire a suministrar dentro del recinto biológico. Recordamos en la Tabla B.3.2.1 los valores de entrada.

<i>Valores de entrada</i>	
Q_d	5700 m ³ /d
DBO ₅	1710 Kg/d
MES	2280 Kg/d



Concentración MES MBR	8-10 mg/l
-----------------------	-----------

Tabla B.3.2.1 Valores de entrada

Por lo tanto si se considera una concentración de materia en suspensión volátil dentro del reactor biológico del 70% encontramos que:

V_R = volumen del reactor biológico

$$MES_v = \left(9 \frac{mg}{l} \cdot 0,7\right) \cdot V_R = 6,3 \cdot 2676,53 = 16.862,13$$

Encontramos las necesidades de oxígeno mediante el balance siguiente [3]:

$$O_2 = 0,5 \cdot DBO'_5 + 0,1 \cdot MES_v + 4,6 \cdot NTK' - 2,9 \cdot N - NO_3 \quad (\text{Ec. B.3.2.1})$$

El primer término es el oxígeno necesario para la síntesis, el segundo término es el oxígeno necesario para la endogenosis, el cual en nuestro caso varía respecto a la primera opción debido al aumento de la concentración de materias en suspensión en el reactor biológico. Y el tercero es el oxígeno necesario para el balance de nitrógeno. Por lo tanto resolvemos la ecuación:

$$O_{2\text{ síntesis}} = 0,5 \cdot DBO'_5 = 0,5 \cdot 1710 \frac{kg}{d} = 855 \frac{kg}{d}$$

$$O_{2\text{ respiración}} = 0,1 \cdot MES_v = 0,1 \cdot 16862,13 = 1686,21 \frac{kg}{d}$$

Balance de Nitrógeno:

$$\text{Entrada NTK} = 342 \frac{kg}{d} \text{ concentración} = 60 \frac{mg}{l}$$

$$N - NO_3 = 0,32 NTK + 0,05 DBO'_5$$

$$\text{Consumido en la síntesis: } 0,05 \cdot DBO'_5 = 0,05 \cdot 1710 = 85,5 \frac{kg}{d}$$

$$\text{Permitido salida (15 mg/l): } \%s \cdot Qd = 0,015 \frac{kg}{m^3} \cdot 5700 \frac{m^3}{d} = 85,5 \frac{kg}{d}$$



$$\text{Nitrógeno a nitrificar NTK: } NTK - \text{consumidos síntesis} = 342 - 85,5 = 256,5 \text{ kg/d}$$

$$\text{Nitrógeno nítrico N-NO}_3: N - \text{NO}_3 = 265,5 - 85,5 = 171 \text{ kg/d}$$

$$O_{2\text{nitrógeno}} = 4,6 \cdot NTK - 2,9 \cdot N - \text{NO}_3 = 4,6 \cdot 265 - 2,9 \cdot 171 = 1221,3 - 495,9 = 725,4 \text{ kg/d}$$

$$O_2 = 855 \text{ kg/d} + 1686,21 \text{ kg/d} + 725,4 \text{ kg/d} = 3266,61 \text{ kg/d}$$

$$O_{\text{teórico}} = O_2 \cdot f_c \cdot k$$

k: coeficiente de concentración y tiempo

f_c: concentración eliminación DBO₅

$$O_{\text{teórico}} = 3266,61 \cdot 1,285 \cdot 1,6 = 6716,15 \text{ kg/d}$$

La eficiencia del difusor en aporte de oxígeno es; 0.35 Kg/m³

El contenido en oxígeno es; 0.28 %

Profundidad balsa: 4,5 m

Coficiente de agitación: 1,2

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

$$O_{\text{real punta}} = \frac{O \cdot N \cdot t_{\text{punta}}}{K} = \frac{6716,15}{2,8 \cdot 3,5 \cdot 4 \cdot 1,2} \cdot 1000 = 142.775,30 \frac{\text{KgO}_2}{\text{día}} = 5.948,97 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

B.3.2.1.1. Potencia a instalar

En sistemas de difusión la potencia a instalar puede calcularse a partir de la siguiente ecuación (Ec.B.3.2.1.1.1).

$$P(CV) = \frac{0,227 \cdot Q_{\text{aire}}}{1,04} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot C \quad (\text{Ec.B.3.2.1.1.1})$$

Siendo:



- $P_1 = 10,33\text{mca}$
- $P_2 = P_1 + \text{Profundidad cuba} + \text{pérdidas difusores} + \text{pérdidas tuberías.}$
- C = coeficiente de seguridad (normalmente 10%)

$$P_2 = 10,33 + 4 + 0,11 + 1,5 = 15,94 \text{ mca.}$$

$$Q_{\text{aire}} = 5949 \text{ Nm}^3 / \text{hora.}$$

$$P[\text{CV}] = 169,6 \text{ CV} = 124,5 \text{ Kw.}$$

B.3.2.1.1.1 Producción de aire y distribución adoptada para los difusores

El sistema de aireación debe satisfacer las necesidades máximas de oxígeno, siendo éstas las siguientes:

- Caudal de trabajo: **5949 Nm³ / hora**

El número de parrillas de difusores se calcula en función de la demanda de oxígeno, y de la profundidad de la cuba, 4,5 m. Se adoptan los siguientes valores:

Los difusores que se proponen son tiras de tubo flexible de membrana de caucho instaladas sobre parrillas de inoxidable con capacidad de regulación mediante espárragos flexibles en los extremos.

El aporte de aire a cada parrilla viene dado por el caudal total de las soplantes y la distribución actual de la planta, debido a que se proyecta la segunda línea de tratamiento se divide la instalación en la mitad de caudales.

Nº de parrillas totales:	30 ud
Nº parrillas por línea:	15 ud
Caudal por parrilla:	198,3 m ³ /h
Nº parrillas existentes:	15 ud

Por lo tanto será necesaria la instalación de 15 parrillas nuevas en el tratamiento biológico.

B.3.2.1.1.2 Características de los grupos soplantes

La producción de aire debe cumplir las necesidades máximas de oxígeno, necesitando el siguiente caudal:



- Caudal necesario: **5949 Nm³ / hora**

De acuerdo con los cálculos realizados antes la potencia necesaria total para la producción del aire necesario es de 124,5 Kw. Se adoptará una instalación con las siguientes características:

Nº de máquinas: 5 + 1 (de reserva)

Presión necesaria, mca: 5

Caudal unitario: 1090 m³/h

Potencia absorbida media unitaria: 20 Kw (en motor)

La aspiración de las soplantes se realiza de la sala de máquinas siendo filtrado de forma independiente para cada unidad.

Las impulsiones de las máquinas de 100 mm de diámetro se conectan a un colector común de 300 mm por cada tres soplantes que al llegar al recinto biológico se divide en dos ramales de 250 mm los cuales van disminuyendo el diámetro progresivamente hasta completar el reparto de aire impulsado, manteniendo una velocidad de circulación a Q_{max} demandado, menor de 12 m/s.

B.3.3. Bombeo a MBR

Tras el tratamiento biológico se bombeará el agua hasta los módulos MBR mediante un sistema de bombas recirculadoras sumergidas instaladas en el propio recinto biológico. Para mantener la concentración dentro de los trenes de membranas en 8 mg/l es necesario bombear 5 Q veces el caudal ya que sólo extraemos 1 Q de caudal permeado y recirculamos 4 Q del caudal total.

B.3.3.1. Dimensionamiento de los equipos de bombeo

La expresión que proporciona la potencia de los grupos de bombeo viene dada por la ecuación (Ec.B.3.3.1.1):

$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} \quad (\text{Ec.B.3.3.1.1})$$

Donde:

Pa: potencia absorbida en C.V.



c : coeficiente igual a 1,25 para aguas residuales.

W : peso específico del líquido (kg/dm^3), que en este caso al tratarse de agua será 1.

H : carga total o altura manométrica en metros.

Q : caudal a elevar en l/sg , en este caso será 5 veces el caudal punta.

η : rendimiento de la bomba que se ha tomado igual a 0,81 al considerar la bomba de alta presión.

La altura manométrica se consigue teniendo en cuenta tanto el desnivel geométrico existente, como las pérdidas de carga en la tubería. En las páginas que siguen se ha determinado la altura manométrica total.

B.3.3.1.1. Cálculo altura manométrica estación de bombeo

Datos de partida

Fluido	Agua residual
Caudal de bombeo	1200 m^3/h
N_1 de bombas en servicio	4 ud
Caudal unitario	300 m^3/h
Desnivel geométrico	1,5 m

Pérdidas de carga Tubería de impulsión bomba

Material	Acero inoxidable
Caudal	300 m^3/h
Diámetro	200 mm
Velocidad	1,50 m/sg
Longitud	3 m



<i>Accesorios y puntos singulares</i>	
Codo 90°	1 ud (0,03 m.eq)
Entronque	2 ud (0,4 m.eq)
<i>Pérdida de carga</i>	
Por metro de tubería	0,0075 m/m
Total tubería	0,0225 m
Total accesorios y singulares	0,83 m

ALTURA MANOMÉTRICA

Desnivel geométrico	1,5 m
Pérdida carga tubería	0,0225 m
Pérdida carga accesorios	0,83 m
ALTURA MANOMÉTRICA	2,25 m

Por lo tanto con estos datos, la potencia del grupo de bombeo viene dada sustituyendo en la ecuación (Ec.B.3.3.1.1).

$$P_a = c \cdot \frac{W \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta} = 1,25 \cdot \frac{1 \cdot 83,33 \cdot 2,25}{75 \cdot 0,81} = 3,857 CV = 2,83 kW$$

El golpe de ariete en este caso no es necesario su cálculo ya que los factores son mucho más favorables que los del bombeo anterior y no pelagra en absoluto la instalación de bombeo debido a este tipo de sucesos.

Se instalarán por consiguiente 4 bombas con capacidad de 300 m³/h para elevar y dosificar el agua del recinto biológico hasta los contenedores de las membranas.



B.3.4. Membranas de ultrafiltración

La justificación del cálculo de las membranas de ultrafiltración, debido a la innovación del producto nos tenemos que basar en la experiencia y especificaciones técnicas del fabricante, tanto para su dimensionamiento como para su capacidad de producción. Los datos de partida para el cálculo inicial se muestran en la Tabla B.3.4.1.

Datos de partida

Fluido	Agua residual
Caudal de tratamiento futuro	237,5 m ³ /h
Caudal unitario futuro	80 m ³ /h
Caudal proyectado	80 m ³ /h

Tabla B.3.4.1. Datos de partida

Debido a los consejos de los fabricantes, se toma la decisión de instalar una filtración con paros capaz para el caudal actual (año 2006) y en continuo para el caudal futuro del 2016. Esta decisión viene tomada para evitar sobredimensionamiento innecesario de la planta y para evitar la caducidad de elementos nuevos instalados y que no estarán en uso.

Por lo tanto se instalarán trenes de tratamiento lo suficientemente grandes para tratar la totalidad del caudal futuro y se dejará la planta prevista para esta ampliación y con todos los elementos dispuestos para solamente instalar los nuevos módulos de membrana de ultrafiltración.

En la Tabla B.3.4.2. se describen las unidades de trenes casetes y módulos de membranas que se proyectan para la ejecución y el funcionamiento de la estación depuradora.

Membranas de Ultrafiltración

Nº de trenes	4 ud
Nº casetes por tren	2 ud



Nº casetes totales	8 ud
Nº módulos por casete	48 ud

Tabla B.3.4.2. Cantidad de Membranas

Por lo tanto en la Fig.B.3.4.1. se muestra gráficamente la instalación prevista y tenemos los siguientes elementos:

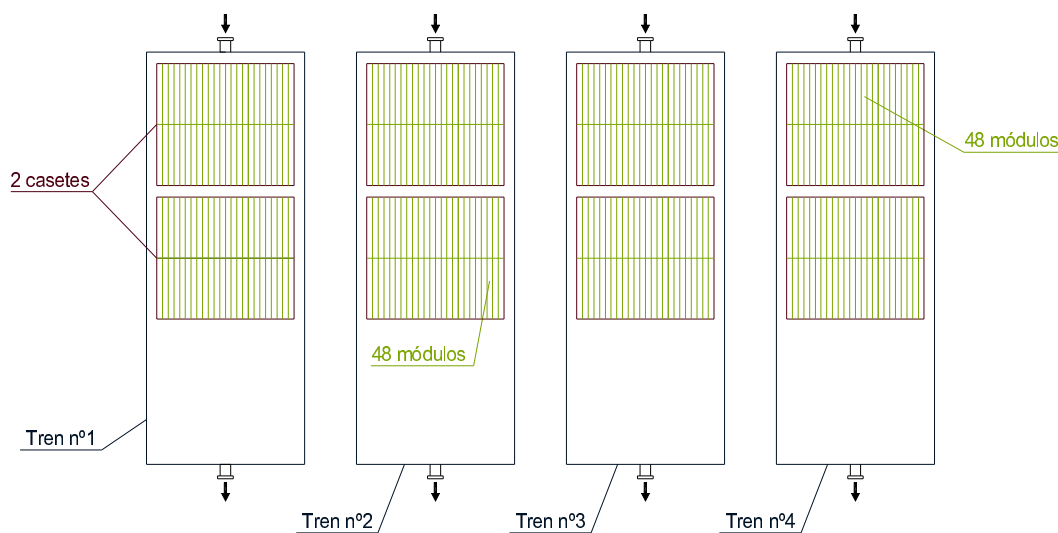


Fig.B.3.4.1. Módulos de membranas

Según indicaciones del fabricante cada casete instalado dentro de los trenes contiene 48 módulos de membranas y cada módulo contiene miles de fibras con una extensión de 31 m²/módulo. Por lo tanto:

$$N^{\circ} \text{módulos} = \left(2 \text{trenes} \cdot 2 \text{casetes} / \text{tren} \cdot 48 \text{módulos} / \text{casete} \right)$$

$$N^{\circ} \text{módulos} = 384 \text{ud}$$



Por lo tanto la superficie de filtración total es de:

$$S_{filtración} = 384 \text{módulos} \cdot 31 \text{m}^2 / \text{módulo} = 11.904 \text{m}^2$$

Según los fabricantes de membranas y basándonos en la experiencia de las membranas Zenon [8] fabricadas en Canadá y operando desde hace más de 10 años, para aguas residuales urbanas se propone un ritmo de trabajo óptimo de 19,95 l/m²/h y una concentración ya comentada anteriormente de entre 8 y 10 mg/l.

Por lo tanto y basándonos en estos datos podemos estimar el caudal total admitido por las membranas instaladas según la ecuación (Ec.B.3.4.1).

$$Q_{total} = S_{filtración} \cdot q \cdot 24 \quad (\text{Ec.B.3.4.1})$$

donde;

$S_{filtración}$; es la superficie de filtración total

q ; caudal en l/h por m² de superficie.

$$Q_{total} = S_{filtración} \cdot q \cdot 24 = 11.904 \text{m}^2 \cdot 19,95 \text{ l/hm}^2 \cdot \frac{24\text{h}}{1000\text{l}} = 5.699,63 \text{m}^3 / \text{día} \approx 5.700 \text{m}^3 / \text{día}$$

En el caso de un futuro tener que ampliar la planta para el caudal mayor se prevé un espacio en cada tren para un casete más de 48 módulos.

Debido a la existencia de un depósito homogeneizador con aliviadero eliminamos las posibles puntas de caudal, evitando el sobredimensionamiento de los equipos de membranas que tienen una repercusión muy alta en los costes de ejecución.

Membranas de Ultrafiltración

Nº de trenes	4 ud
Longitud tren	7.16 m
Anchura tren	3.05 m
Altura total tren	3.66 m



Altura vertedero	2.54 m
Volumen agua máx. en operación	56.66 m ³
Volumen en limpieza	52.40 m ³
Nº casetes por tren	2 ud
Nº casetes totales	8 ud
Nº módulos por casete	48 ud

Tabla B.3.4.3. Características de las Membranas

B.3.5. Periféricos Membranas de ultrafiltración

Para el correcto funcionamiento de los equipos de ultrafiltración es necesario instalar una serie de bombes y dosificaciones de reactivos que se detalla a continuación sin necesidad de más extensión debido a lo normalizado que están estos equipos por los fabricantes.

B.3.5.1. Soplantes de membranas

En los tanques de nueva construcción donde van instaladas la membranas de ultrafiltración es necesario la instalación de soplantes para mantener la masa biológica en suspensión dentro de los recintos.

Por lo tanto según documentación consultada[8], nos dan un valor de aireación dentro del tanque de 23 m³/m², y se opta por unas soplantes de las características que se muestran en la Tabla B.3.5.1.1.

Aireación en trenes

Superficie tren	21,8 m ²
Caudal aire por tren	500 m ³ /h



Caudal aire total	2000 m ³ /h
Nº soplantes	2 ud
Caudal unitario	1000 m ³ /h

 Tabla B.3.5.1.1. Características aireación en trenes

B.3.5.2. Bombas de permeado

Para realizar las operaciones de permeado y retrolavado se necesitan bombas horizontales. En este caso se utilizarán las mismas bombas para realizar las dos funciones, simplemente haciéndolas girar en sentido contrario. Por lo tanto el caudal de cada bomba es el caudal de tratamiento y la presión que debe vencer es la presión transmembrana y las pérdidas de carga en tuberías que son mínimas.

Las características que se muestran en la Tabla B.3.5.2.1 son las aconsejadas por el fabricante de membranas para este tipo de instalación.

Bomeo permeado y retrolavado

Nº bombas	4 ud
Caudal unitario	60-100 m ³ /h
Rango altura	4-12 mca

 Tabla B.3.5.2.1. Características bombas de permeado y retrolavado

Se aprovecharán las dos bombas horizontales actuales de fangos, ya que son de las mismas características y se instalarán dos nuevas para este funcionamiento.



B.3.5.3. Purga de fangos

B.3.5.3.1. Cálculo de fangos en exceso

Al doblar el caudal en el mismo recinto y por lo tanto el mismo volumen y doblar también la concentración de MSS la edad del fango se mantiene y por lo tanto según las fórmulas de Ronzano et al [7], para calcular la producción de fangos que resulta de la eliminación de 1 g de DBO_5 :

$$P_x(SSV) = \frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot \theta_c} + 0,14 + 0,20 \cdot \frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5}$$

$$P_x(SST) = \frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot \theta_c} + 0,14 + 0,50 \cdot \frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5}$$

$$\frac{0,6 \cdot SS}{DBO_5} = 0,6 \cdot \frac{2280}{1710} = 0,8$$

Se tiene con éstas expresiones:

$$P_x(SSV) = \left[\frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot 23,83} + 0,14 + 0,20 \cdot 0,8 \right] \cdot (0,97 \cdot 1710) = 694,06 \frac{KgSSv}{día}$$

$$P_x(SST) = \left[\frac{0,57}{1 + 0,16 \cdot 23,83} + 0,14 + 0,50 \cdot 0,8 \right] \cdot (0,97 \cdot 1710) = 1092,14 \frac{KgSSv}{día}$$

La cantidad de fango a purga será:

Masa a purgar = Incremento de biomasa (MLSS) - SS perdidos en el efluente

$$1092,14 \frac{Kg}{día} - 0,015 \cdot 237,5 \cdot 24 = 1006,64 \frac{Kg}{día}$$

Tomando una concentración de fangos de 7 Kg/m^3 , el volumen diario total a purgar del sistema será de $143,80 \text{ m}^3$.

Para la recirculación de fangos y la purga reutilizan las bombas existentes que son capaces de bombear el caudal comentado. Las bombas aspiran directamente del fondo del reactor biológico.

Las características de las bombas son las que se muestran en la Tabla B.3.5.3.1.1.



Características del bombeo de fangos	
Nº de líneas	1 ud
Nº bombas por línea	1 ud (+2 reserva)
Capacidad unitaria	100 m ³ /h
Altura geométrica	4,5 m

Tabla B.3.5.3.1.1. Características bombas de fangos

Se proyecta la tubería en acero inoxidable, con un colector de aspiración y el tramo hasta el almacén de fangos.

Pérdidas de carga Tubería de impulsión bomba

Material	Acero inoxidable
Caudal	150 m ³ /h
Diámetro	200 mm
Velocidad	1,36 m/sg
Longitud	20 m

Accesorios y puntos singulares

Codo 90º	3 ud (0,036 m.eq)
Entronque	1 ud (0,35 m.eq)
Válvula retención	1 ud (0,12 m.eq)
Válvula compuerta	1 ud (0,018 m.eq)

Pérdida de carga



Por metro de tubería	0,008 m/m
Total tubería	0,16 m
Total accesorios y singulares	0,596 m

ALTURA MANOMÉTRICA

Desnivel geométrico	4,5 m
Pérdida carga tubería	0,16 m
Pérdida carga accesorios	0,596 m
ALTURA MANOMÉTRICA	5,26 m

B.3.5.4. Dosificaciones de limpieza

B.3.5.4.1. Bombas de ácido cítrico

Para la eliminación de contaminantes inorgánicos se emplea la dosificación de ácido cítrico en concentraciones de 2,000 mg/l para concentraciones del 50% y peso específico de 1,22, según la Tabla B.3.5.4.1.1.

BOMBAS ÁCIDO CÍTRICO	
Nº unidades	2 ud (1 reserva)
Tipo	Doble diafragma
Caudal mínimo unitario	1 l/min
Caudal máximo unitario	16 l/min
Presión	3 bar



Depósito	1 ud
Volumen	1000 l

Tabla B.3.5.4.1.1. Características bombas ácido cítrico

B.3.5.4.2. Bombas de hipoclorito sódico

Para la eliminación de contaminantes orgánicos se emplea la dosificación de hipoclorito sódico en concentraciones de 1,000 mg/l para concentraciones del 10,3% y peso específico de 1,168 según la Tabla B.3.5.4.2.1.

BOMBAS HIPOCLORITO SÓDICO	
Nº unidades	2 ud (1 reserva)
Tipo	Doble diafragma
Caudal mínimo unitario	1 l/min
Caudal máximo unitario	40 l/min
Presión	3 bar
Depósito	1 ud
Volumen	2000 l

Tabla B.3.5.4.2.1. Características bombas de hipoclorito sódico

B.3.6. Espesado y deshidratado de fangos

Debido a que las concentraciones de entrada y caudales son los mismos en las dos comparativas las instalaciones de almacén y deshidratado de fangos sufrirán las mismas modificaciones en los dos casos, por lo tanto para estos apartados remitimos consultar los puntos B.2.8.4 y B.2.8.5 de la opción A.

