

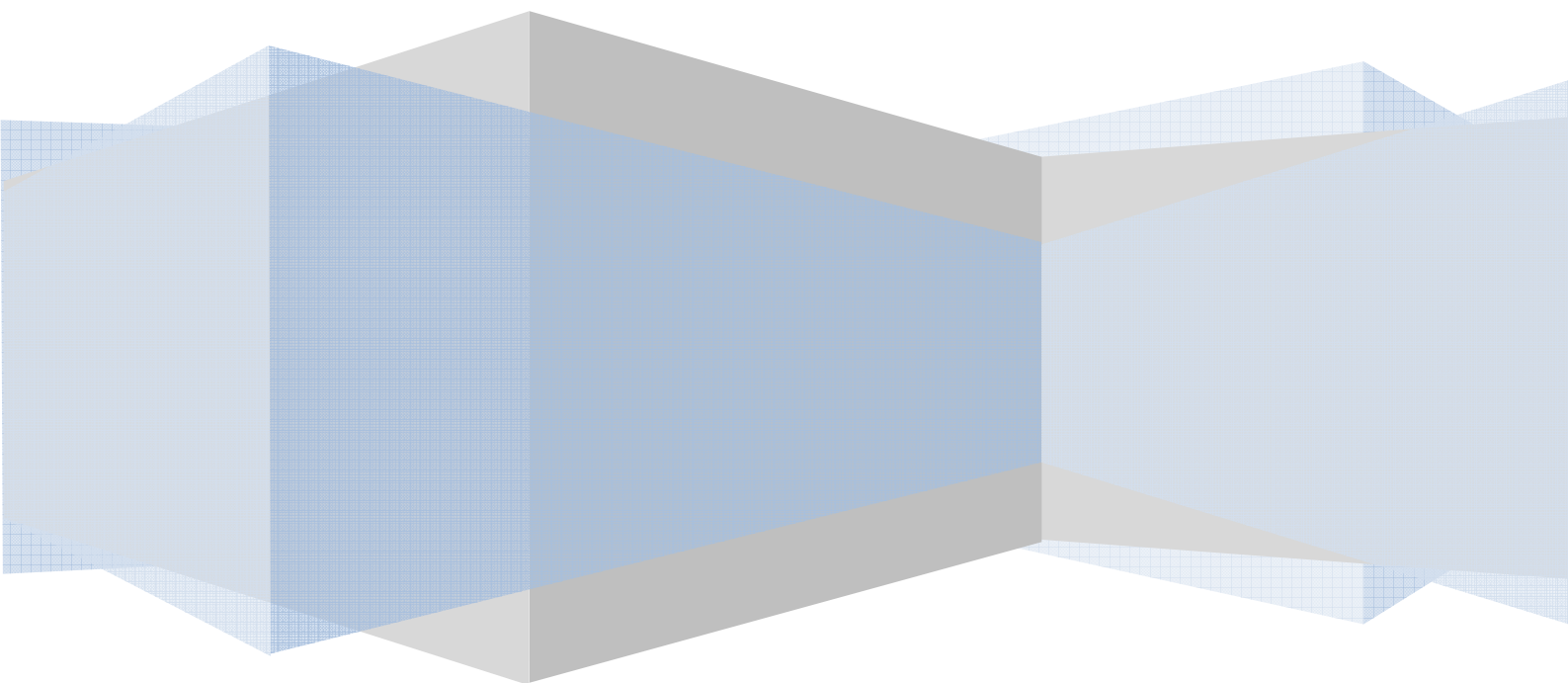
Universidad Politécnica de Valencia

Análisis de alternativas para nueva estación depuradora en Macastre

Por Guillermo Escartí Ciscar

Director de tesina: Joaquín Serralta Sevilla

Máster en Ingeniería Hidráulica y medio ambiente



I. Situación actual y justificación del proyecto:

1. Justificación del proyecto:

Ubicado dentro de la comarca de **LA HOYA DE BUÑOL** el municipio de **MACASTRE** está situado a 360m de altura sobre el nivel del mar. Cuenta con una población de 1293 habitantes censados en 2008. Debido a que la economía del pueblo se basa en el turismo estival esta población se triplica en los meses de verano.

Recientemente el pleno municipal ha aprobado un PAI que plantea un crecimiento del suelo urbanizable del municipio indicado en la siguiente tabla resumen:

Suelo urbanizable	Zona	Superficie
	Residencial Cuatro Caminos	67.861´53 m ²
	Ampliación del casco urbano	225.949´83 m ²
	Ampliación de LLanorel	231.006´66 m ²

Tabla 1.

El PAI cuenta con un coeficiente de edificabilidad de 0.6 y una media de 100m² para el casco urbano y un coeficiente de edificabilidad de 0.5 para el sector residencial

La ampliación de LLanorel no se contempla en esta memoria por ser un núcleo muy separado del casco urbano que no vierte sus aguas a la depuradora existente.

Aplicando los coeficientes de edificabilidad publicados en la memoria justificativa del PAI se obtiene la siguiente cantidad de viviendas:

Suelo urbanizable	Zona	Viviendas
	Residencial Cuatro Caminos	340
	Ampliación del casco urbano	1356
	Ampliación de LLanorell	N/P

Tabla 2.

Aplicando una media de 2.8 habitantes por vivienda y una producción de 250 litros por habitante y día obtenemos los siguientes caudales:

Suelo urbanizable	Zona	Viviendas
	Residencial Cuatro Caminos	238m ³ /d
	Ampliación del casco urbano	949.2 m ³ /d
Total adicional		1187.2m ³ /d

Tabla3.

El municipio dispone de una estación depuradora con capacidad para tratar 400 m³/d y actualmente está tratando 308m³/d. Luego existe la necesidad de un caudal de depuración total de 1495 m³/d. Se tomará como valor de cálculo un valor 10% mayor como resguardo. Por lo que el caudal de diseño de la nueva estación depuradora será de 1650m³/d.

2. Instalaciones existentes:

La actual estación depuradora consta de un pretratamiento de tamizado y reja de gruesos, seguido de un reactor biológico de oxidación total aireado por turbinas de eje vertical seguido de un decantador secundario rectangular. La potencia total instalada de esta estación es de 21 Kw. No existe eliminación de nutrientes. La siguiente figura muestra las instalaciones actuales:



Figura 1.

Como se puede observar en la anterior fotografía se trata de una instalación muy pequeña con tecnología obsoleta.

Situada al sureste del núcleo urbano en una parcela de 0.12ha, cuenta con dos parcelas anexas. La parcela situada al sur de la parcela actualmente ocupada cuenta con una superficie de 0.2ha y la situada al oeste cuenta con una superficie de 0.31ha.

Ambos son terrenos abandonados y se encuentran a una cota similar a la cota de la estación actual.

A continuación se muestran dos fotografías aéreas que muestran tanto la forma como la extensión y situación de las parcelas seleccionadas para los trabajos de ampliación:



Figura 2: Parcela Nº1, superficie 0.12ha



Figura 3: Parcela Nº2, superficie 0.31ha

3. Punto de vertido:

Esta estación depuradora vierte el efluente en la RAMBLA DE LA HORTELA que aporta sus aguas al río Magro y que, en gran parte, se encuentra dentro de una ZEPA.

La figura anexa muestra una vista aérea de la zona, procesada con un sistema de información geográfica, donde se puede observar en el sur-oeste el extremo de la zona ZEPA actual, próximamente se extenderá a lo largo de la zona marcada hasta llegar al punto de vertido

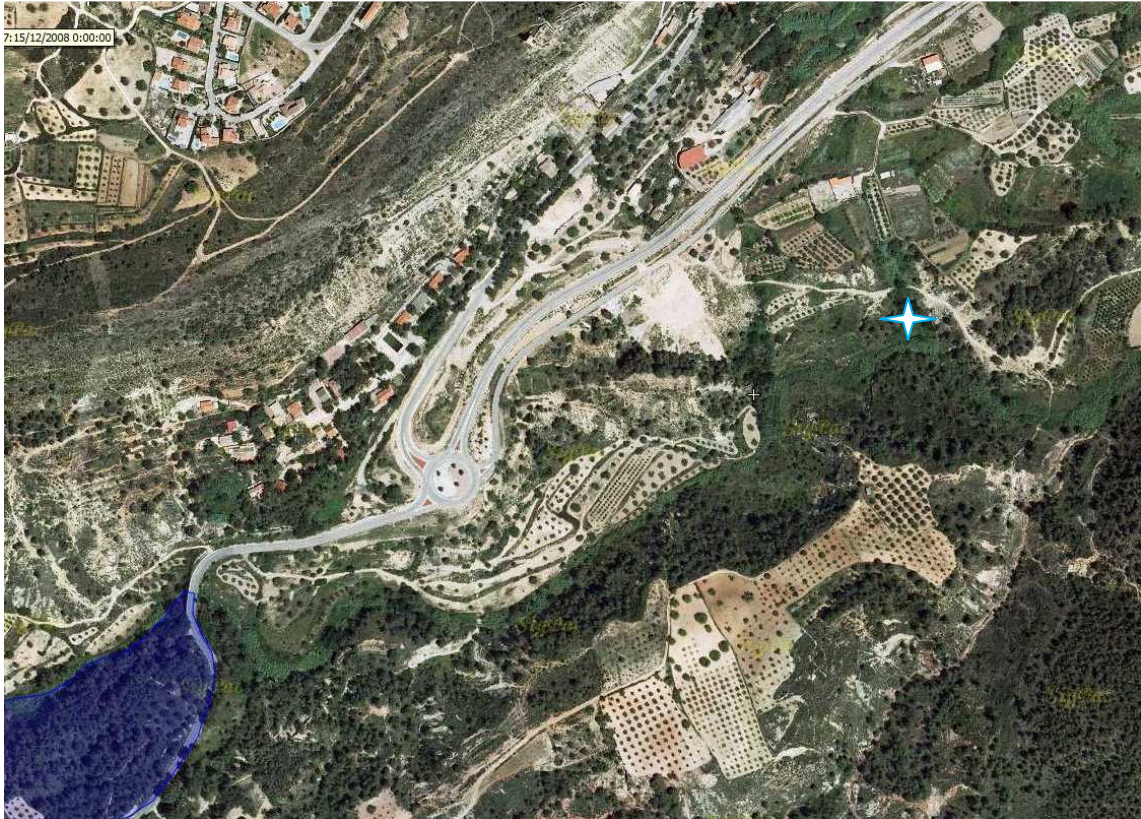


Figura 4. Punto de vertido (marcado con una estrella)

Aunque actualmente el punto de vertido se encuentra fuera de esa zona, se ha sabido que se pretende incorporar el tramo afectado por el vertido dentro de la misma por lo que los criterios de vertido se verán modificados a los de zonas sensibles.

4. Conclusiones:

La inclusión del punto de vertido dentro de una zona protegida sensible así como la necesidad de triplicar el caudal tratado en la actualidad implican la necesidad de rediseñar todo el proceso que actualmente se lleva a cabo, siendo necesario diseñar un proceso tratamiento que sea capaz de tratar $1650\text{m}^3/\text{d}$ así como de eliminar nutrientes.

El crecimiento de los habitantes censados en el municipio en los últimos 10 años ha sido del 30%. Si bien es importante, el crecimiento de la población no corresponde con la necesidad de urbanización presentada en el PAI. Por lo que se deduce que las futuras viviendas serán principalmente segundas residencias destinadas a los veraneantes. Este hecho crea una gran variación de caudal entrante entre los meses de verano ($1650\text{ m}^3/\text{d}$) e invierno ($400\text{ m}^3/\text{d}$) siendo necesario contemplar este tema en el diseño de la nueva planta, de forma que se puedan minimizar costes de ejecución y explotación.

5. Objetivos y metodología de trabajo:

Durante el desarrollo de la siguiente tesina se pretende estudiar diferentes alternativas de diseño para el proyecto de una nueva estación depuradora de aguas residuales en el municipio teniendo en cuenta los condicionantes citados anteriormente.

Esta tesina pretende obtener la opción más eficiente, es decir la opción que obtenga un efluente dentro de los límites de vertido minimizando costes de explotación y de ejecución.

Para ello se procede a realizar una serie de simulaciones mediante el programa Desass 1.0. Este software implementa el modelo BNRM1 (Biological Nutrient removal model Nº1) desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA. Este modelo considera los procesos incluidos en el modelo de fangos activados número 2d de la IAWQ (Activated Sludge Model No. 2d, ASM2d; Henze et al., 1999), los procesos necesarios para representar de forma simplificada el tratamiento de digestión anaerobia y las reacciones químicas ácido base para calcular el pH (Serralta et al., 2004). Asimismo, el programa tiene implementado un modelo de sedimentación (Ribes et al., 2002) acoplado al modelo biológico que permite simular los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores primarios, secundarios y espesadores.

Cabe destacar que se trata únicamente de una herramienta de cálculo, pues los parámetros, diseños y condiciones de operación los aporta el usuario.

Se presentarán 3 opciones diferentes, todas ellas validas, para tratar el agua de entrada, con ellas se realizará un estudio de alternativas y se propondrá una de ellas como solución final.

II. Datos:

1. Temperaturas:

El municipio de Macastre se encuentra a 45 km de la capital de la provincia en el interior de la Comunidad Valenciana, este hecho hace que la acción reguladora de la temperatura que ejerce el mediterráneo se produzca en menor medida. La lejanía del mar, ayudado también por la cota, 360 m, hace que las temperaturas sean más frías en invierno y más calurosas en verano.

En la siguiente gráfica se expone la evolución de las temperaturas del aire registradas en 2008 en el municipio vecino de Turís.

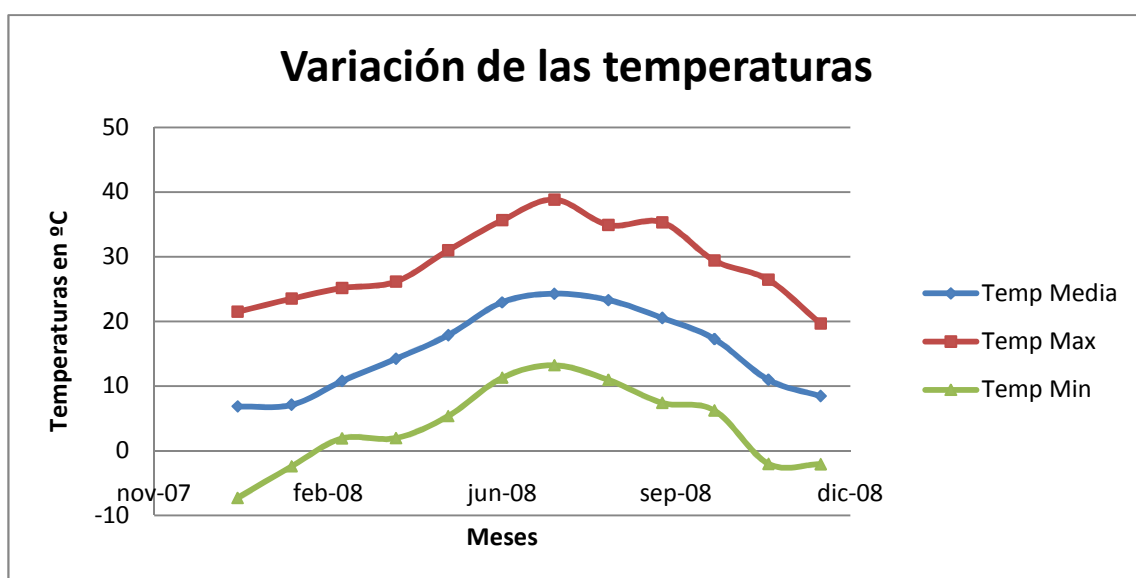


Gráfico 1. Variación de la temperatura del aire.

Si bien la temperatura del aire no nos sirve para el diseño de nuestra planta, sí que sirve para estimar la temperatura del agua en invierno y en verano. No se disponen de mediciones así que se diseña la planta para una temperatura de 13 grados en invierno y 23 en verano, temperaturas de agua habituales para este tipo de climas de interior.

2. Caudales:

Calculados durante el punto de justificación del proyecto, en función de la futura población y asignando un caudal residual por persona de 250 l/d, se establecen los siguientes caudales de diseño:

	Caudal medio m ³ /d	Factor punta	Caudal Máximo m ³ /d
Invierno	400	2.19	876
Verano	1660	1.58	2623

Tabla 4.1 Variaciones de caudal

Se ha calculado el factor punta mediante la expresión:

$$Q_P = Q_{Med} \cdot \left(1.15 + \frac{2.575}{Q_{Med}^{\frac{1}{4}}} \right)$$

3. Características del Agua residual:

a. Analíticas: La tabla muestra las analíticas de entrada al planta actual

	pH	ss (mg/l)	DBO5 (mg/l)	DQO (mg/l)	NT (mg/l)	PT (mg/l)
enero-09	8.0	246.0	85.0	238.0	21.0	4.4
febrero-09	7.9	108.0	330.0	576.0	33.0	1.0
marzo-09	7.5	247.0	290.0	630.0	15.0	1.6
abril-09	7.5	73.0	36.0	127.0	21.0	2.5
mayo-09	7.6	248.0	360.0	852.0	16.0	3.2
junio-09	7.1	552.0	1200.0	2030.0	5.0	1.0
julio-09	8.0	120.0	290.0	468.0	7.9	1.6
agosto-09	8.1	156.0	215.0	377.0	28.0	2.3
sep-09	7.7	190.0	350.0	496.0	5.0	1.9
oct-09	7.7	173.0	210.0	492.0	15.0	3.5
nov-09	6.5	805.1.0	7750.0	18100.0	6.5	0.5
dic-09	7.7	164.0	180.0	343.0	18.0	0.2
enero-10	8.2	273.0	360.0	600.0	25.0	1.9
febrero-10	8.2	95.0	100.0	246.0	13.0	2.1
marzo-10	8.0	113.0	85.0	225.0	7.5	1.3
abril-10	8.1	269.0	240.0	480.0	10.0	0.8
mayo-10	7.9	123.0	140.0	342.0	8.0	1.1
junio-10	7.9	160.0	170.0	406.0	7.8	1.1
julio-10	8.1	204.0	190.0	468.0	15.0	0.7
agosto-10	8.1	233.0	180.0	540.0	27.0	1.5
Setp-10	7.8	537	280	880	18	3.2

Tabla 5. Analíticas del agua

Estos han sido los datos suministrados por EPSAR para el periodo 2009-2010, los datos completos se encuentran en los anexos a la memoria.

Los datos subrayados corresponden a una descarga de origen desconocido en noviembre de 2009. Al ser un fenómeno puntual no se tendrá en cuenta durante el tratamiento de los datos.

Los niveles de Nitrógeno y Fósforo indicados corresponden al agua de salida de la planta.

b. Tratamiento de datos:

Procedemos ahora al tratamiento de los datos del agua de entrada. Puesto que no se aprecian variaciones estacionales se procede a realizar la media de los datos arriba expuestos, eliminando los datos del mes de noviembre de 2009 pues resulta fuertemente anómalo.

Las medias obtenidas fueron las siguientes:

pH	ss (mg/l)	DBO5 (mg/l)	DQO (mg/l)	NT (mg/l)	PT (mg/l)
7.8	214.2	264.6	540.8	15.4	2.2

Tabla 6. Valores medios de datos de entrada

A continuación se procede al tratamiento de los datos arriba expuestos, siguiendo los siguientes supuestos:

- Las DBOs y DQOs han sido calculadas suponiendo un % de solubles de 45%
- La DBO5 supone el 67% de la DBOL
- Para realizar la media del PT se han eliminado los valores por debajo de 1mg/l puesto que resultan demasiado bajos para el tratamiento existente.

Obtenemos la siguiente tabla una vez realizados los cálculos:

pH	ss (mg/l)	DBO5 (mg/l)	DBOL (mg/l)	DBOLs (mg/l)	DQO (mg/l)	DQOs (mg/l)	NT (mg/l)	PT (mg/l)
7.8	214.2	264.6	394.9	177.7	540.8	243.4	15.4	2.2

Tabla 7. Valores medios una vez realizado el tratamiento de datos

Los valores de Fósforo y Nitrógeno han sido tomados a la salida de la planta, al no eliminar nutrientes, podemos considerar que los valores a la entrada de la planta son los obtenidos en la analítica mas el consumo de nutrientes por parte del cultivo biológico del reactor, además existe la posibilidad que la distribución de oxígeno en la planta actual no sea uniforme pudiéndose dar fenómenos puntuales de desnitrificación, por lo que a efectos de cálculo sumaremos 20mg/l al Nitrógeno total y 2 mg/l al Fósforo Total.

Procedemos ahora al cálculo de los valores de X_s , X_i , S_a , S_f , S_i . Para ello utilizamos las siguientes expresiones:

$$X_s = DBO_L - DBO_{ts}$$

$$X_i = DQO_T - DBO_L - S_i$$

$$S_i = DQO_{TS} - DBO_{LS}$$

$$S_f = DBO_{LS} - S_A$$

El valor de S_A normalmente se encuentra comprendido entre 20 y 25 mg/l en función de la longitud de la red de alcantarillado. Al tratarse de una red pequeña asumimos un valor de 20mg/l.

Obtenemos los siguientes resultados:

	Valor	unidades
X_s	217.17	mg/l
X_i	80.27	mg/l
S_i	65.68	mg/l
S_f	157.68	mg/l

Tabla 8. Valores de las componentes solubles y suspendidas

Si bien el cálculo de S_i es correcto los datos del efluente muestran que este valor es muy elevado.

Asumiendo que el % de volátiles de los sólidos suspendidos de salida es del 80%, que todos son bacterias y que la DBO_L soluble es igual a cero. Multiplicando el valor medio de Sólidos suspendidos de salida por 0.8 y multiplicándolo por 1.42 obtenemos la DQO suspendida a la salida. Restándolo a la DQO obtenida en la analítica obtenemos la DQO soluble a la salida. Como hemos supuesto que la DBO_L suspendida es igual a 0 el valor de la DQO s a la salida es el valor de S_i buscado.

Teniendo en cuenta estos condicionantes y tomando como valores de la DQO y DBO las medias obtenidas obtenemos un valor para la S_i de 13.5mg/l. Sin embargo este resulta un valor meramente orientativo debido a las incertidumbres introducida por los supuestos de cálculo. Por eso tomamos como valor de S_i un valor de 20mg/l que resulta un valor común en aguas urbanas.

El proceso de introducción de datos en el programa necesita de un calibrado de los valores de SST de N y de P. Para ello se procede a la modificación de las constantes estequiométricas It_{ssxi} , It_{ssxs} , Ins_i , Inx_i , InX_s , Ins_f , Ips_i , Ips_f , Ipx_i , Ipx_s . La modificación de estos valores se realiza de forma que se cumplan las siguientes expresiones:

$$N_T = NH_4 + NO_3 + Sf \cdot Ins_f + Si \cdot Ins_i + Xs \cdot Inx_s + Xi \cdot Inx_i$$

$$P_T = PO_4 + Sf \cdot Ips_f + Xs \cdot Ipx_s + Xi \cdot Ipx_i$$

Se obtienen los siguientes resultados:

	Nitrógeno	Fósforo	Sólidos Suspendidos
Ins_i	0.01	0.001	-
Ins_f	0.03	0.005	-
Inx_i	0.03	0.005	-
Inx_s	0.04	0.005	-
It_{ssxi}	-	-	0.63
It_{ssxs}	-	-	0.57

Tabla 9. Constantes estequiométricas modificadas

III. Alternativas

Debido al pequeño caudal a tratar el siguiente análisis de alternativas incluye tanto alternativas de tratamientos convencionales como tratamientos por oxidación total.

La oxidación total, también conocida como aireación prolongada, implica trabajar con tiempos de retención celular muy elevados, de forma que el fango esté estabilizado y no necesite ningún tratamiento posterior. Se considera que el fango se encuentra estabilizado cuando los **Sólidos Suspendidos Volátiles Biodegradables** no superen el 35%. Este sistema permite prescindir del decantador primario y simplifica la línea de fangos eliminando el digestor, sin embargo aumenta considerablemente las necesidades de energía y el tamaño de la planta. Además los tiempos de retención celular elevados dificultan la eliminación biológica de fósforo por lo que principalmente se utiliza la precipitación química mediante sales de hierro o aluminio.

El tratamiento convencional, trabaja con tiempos de retención pequeños, por lo que los tamaños de las plantas son más reducidos y la energía consumida también disminuye. Sin embargo estos tratamientos necesitan de un digestor que termine de estabilizar la materia orgánica en la línea de fangos (**Sólidos Suspendidos Volátiles Biodegradables** no superen el 35%), normalmente este tipo de procesos necesita también de un decantador primario, sin embargo en este caso, y debido a la gran variación de caudal entre verano e invierno, el decantador primario ha sido eliminado.

Este tipo de tratamiento permite la eliminación del fósforo tanto por vía biológica como por vía química.

Independientemente del tipo de reactor a emplear, estudiaremos también el tipo de proceso de eliminación de fósforo a utilizar.

La precipitación química de fósforo resulta un método sencillo sin embargo aumenta los sólidos suspendidos en el reactor, aumenta la producción de fangos y supone un gasto constante de reactivo, aumentando así los costes de explotación.

La eliminación biológica de fósforo consiste en la asimilación de P por parte de las bacterias PAO. Para que se de esta eliminación, se ha de diseñar el reactor de forma que se exponga a la biomasa a ciclos anaerobio-aerobio. Durante el tiempo de contacto anaerobio las bacterias PAO utilizan sus reservas intracelulares de poli fosfatos como fuente de energía liberando fósforo al medio, consumiendo ácidos grasos volátiles y almacenándolos en forma de PHA. Durante la fase aerobia las bacterias usan sus reservas de PHA como fuente de energía y acumulan fósforo más allá de sus necesidades metabólicas, lo que provoca una reducción neta de fósforo en el efluente.

Este proceso supone un ahorro de en los costes de explotación y mantenimiento si bien produce una mayor complejidad en el manejo de la planta.

La eliminación de Nitrógeno se realiza mediante la recirculación del agua del tanque aerobio al tanque anóxico favoreciendo así los procesos de Nitrificación-Desnitrificación. En este proceso los nitratos producidos en el tanque Aerobio por las bacterias Amonio Oxidantes y Nitrito oxidantes son recirculados a un tanque anóxico donde las bacterias Desnitrificantes transforman los nitritos en Nitrógeno gas.

A continuación expondremos las alternativas propuestas para la nueva estación depuradora de Macastre.

1. Oxidación total en invierno y verano con precipitación química de Fósforo.

Se propone una estación con dos líneas idénticas para eliminar complejidad de explotación, compuestas de un reactor Anóxico y un reactor Aerobio en flujo en pistón y un decantador secundario. La línea de fangos será única compuesta por un espesador y la posterior deshidratación de fangos. La eliminación de fósforo se realiza de forma química mediante la adición de una sal de hierro.

El siguiente esquema muestra el diseño de la planta:

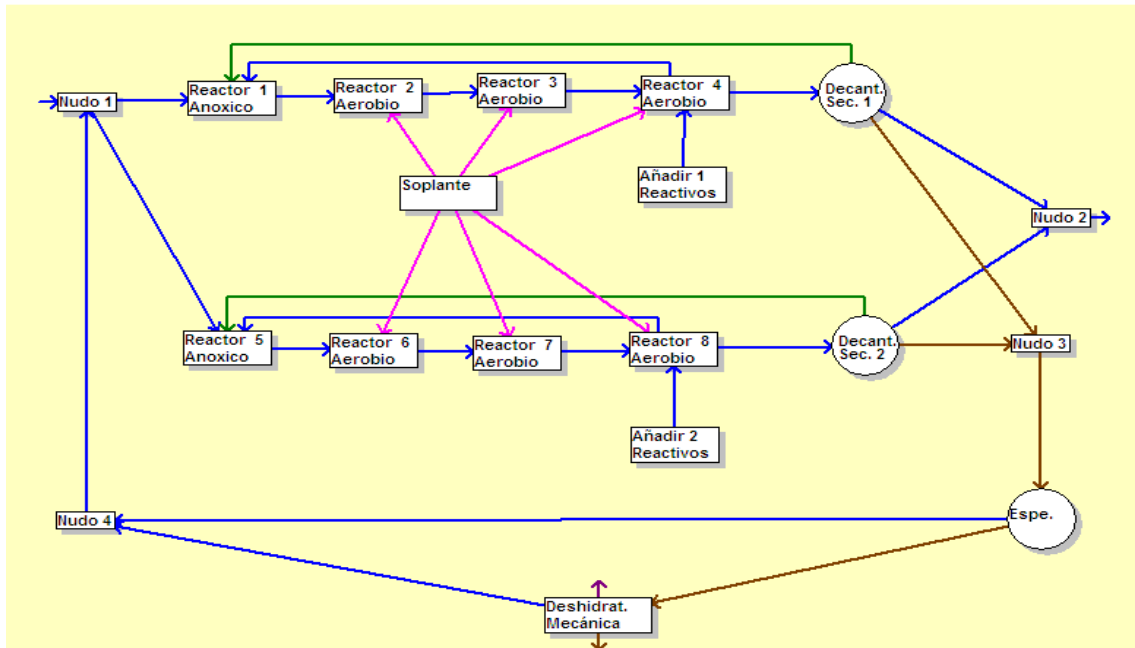


Figura 5: Esquema de tratamiento opción nº1

A partir de las simulaciones realizadas se han obtenido tiempos de retención celular que permiten la estabilización de fangos en invierno y en verano.

Durante los meses de invierno la planta funciona únicamente con la mitad de la estación con un tiempo de retención celular de 28 días. En los meses de verano se utiliza todo el volumen de la planta, utilizando las dos líneas de forma simultánea con un tiempo de retención de 15 días. Separando el caudal al 50% en cada línea.

El volumen de diseño de los reactores viene marcado por los meses de verano, al realizar un diseño en dos líneas resulta complicado distribuir dos caudales diferentes a cada una de ellas en los meses de verano por lo que se ha propuesto dos líneas gemelas de 550 m³ de reactor en cada una de ellas. Esto implica que aunque el diseño de invierno puede funcionar con 475m³ de reactor, se trabaja con 550m³ y una concentración de sólidos suspendidos de 3300

	Invierno	Verano
Volumen de reactor (m ³)	550	1100
Tiempo de retención (d)	28	15
Fe necesario para precipitación	1.305 kg/d	5.22kg /d

Tabla 10. Resumen de diseño de la planta N°1

La tabla muestra un resumen del diseño de la planta. Obtenemos un diseño de dos líneas de aguas con un reactor de flujo en pistón de 550 m³ cada una. Destaca especialmente el tiempo de retención celular en invierno que resulta muy elevado debido a la baja temperatura del agua entrante. El valor de Fe total utilizado al día también resulta muy elevado. Los resultados completos de la simulación se presentarán más adelante en el apartado de anejos a la memoria.

	Invierno	Verano	Límites
Xsst mg/L	3357.53	3659	4000
%SSVB	33.3	30.1	35
SALIDA			
DQO mg-o/L	33.36	33.71	125
NO3 mg/l	4.19	4.28	9
NH4 mg/L	0.18	0.26	1
NT mg/L	5.14	3.05	15
PT mg/L	1.79	1.69	2
SST mg/L	11.84	12.47	35

Tabla 11. Resumen de resultados planta N^o1

La tabla 10 muestra un resumen de los resultados de la simulación de la planta N^o1, con un factor de recirculación de 2. Como se puede observar todos los parámetros están dentro de los límites de vertido. La concentración de sólidos suspendidos Xsst no pasa de los 4000mg/l por lo que en principio no deberían existir problemas de sedimentación en el decantador secundario. Este esquema proporciona valores muy bajos de NH₄ y de Nitrógeno total y unos fangos estabilizados con un porcentaje de SSVB inferior al 35%. En principio la planta cumple sobradamente con las necesidades de vertido, sin embargo no es conveniente ajustar mas su volumen ya que existe peligro de sobrepasar el valor limite de sólidos suspendidos totales.

Los valores de fósforo total son adecuados e inferiores a los límites de vertido tanto en los meses de verano como en los de invierno.

Visto que queda margen para reducir la recirculación interna de nitratos se ha procedido a rebajar esta a un valor de 1 obteniendo los siguientes resultados.

	Verano	Límites
Xsst mg/L	3635	4000
%SSVB	30.1	35
SALIDA		
DQO mg-o/L	33.71	125
NO3 mg/l	5.6	9
NH4 mg/L	0.1	1
NT mg/L	6.5	15
PT mg/L	1.8	2
SST mg/L	12.47	35

Tabla 12 resumen de resultados con recirculación igual a 1

Como se puede observar en la tabla 12 la disminución de la recirculación provoca un descenso en la desnitrificación y por lo tanto un aumento en el nivel de nitratos y de Nitrógeno total. Sin embargo estos valores continúan estando en los límites de vertido por lo que se opta por incluir la reducción de recirculación en el esquema.

A continuación se presentan los criterios de diseño del Decantador secundario:

	verano	Crit. Diseño
Carga Hidráulica a Qmedio (m/h)	0.36	0.40
Carga Hidráulica a Qpunta (m/h)	0.56	0.80
Carga de sólidos a Qmedio (Kg/m ² /h)	1.30	<2.5
Carga de sólidos a Qpunta (Kg/m ² /h)	2.04	<4.5
Carga Sobre Vertedero a Qmedio (m ² /h)	1.95	12
Carga sobre Vertedero a Qpunta (m ² /h)	2.51	20
Tiempo de Retención a Qmedio (h)	5.41	12.00
Tiempo de Retención a Qpunta (h)	4.19	20.00

Tabla 13. Criterios de diseño de los decantadores

Se diseñan dos decantadores de 12m gemelos en las dos líneas de forma que se cumplan los criterios de diseño marcados para procesos sin decantador secundario. El perfil de la evolución de sólidos suspendidos en el decantador lo muestra la figura 6.

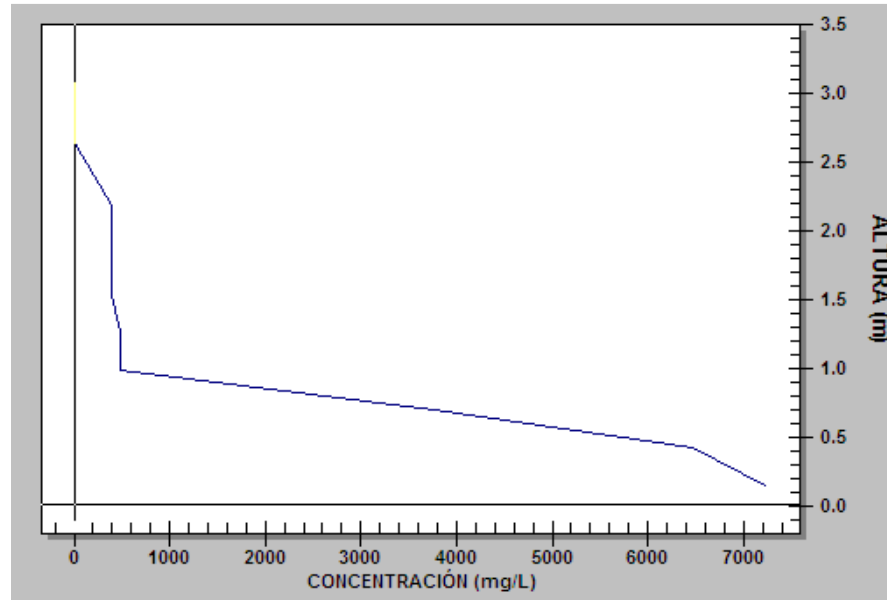


Figura 6. Perfil de sólidos suspendidos en decantador secundario

Como se puede observar en la figura 6 el decantador cumple con su cometido evitándose su colmatación. Las concentraciones de sólidos suspendidos son crecientes en profundidad creciendo rápidamente el último metro del decantador.

Se diseña también el espesador con los siguientes parámetros:

Unidades:	1
Forma:	CIRCULAR
Volumen (m ³):	34.2
Altura (m):	3.0
Calado (m):	2.5
Diámetro (m):	3.8

Tabla 14. Datos de diseño del espesador.

Se diseña un espesador con un tiempo de retención de 12h, una carga superficial de 0.45 m³/m²/h y una carga de sólidos de 0.9 kg SS/m²/h. Con estos parámetros se logra espesar de 7230 mg/l a 14000 mg/l

2. Oxidación total en invierno y proceso convencional en verano con precipitación química de fósforo.

En este apartado se van a presentar diferentes opciones tanto para los meses de invierno como para los meses de verano. Tanto las plantas de invierno como las de verano comparten elementos construidos por lo que los diseños de los espesadores y decantadores solo se presentarán para la opción de verano. La diferencia entre los esquemas de invierno y verano consiste en que en el esquema de verano se dispone de un digestor aerobio ya que al no trabajar en oxidación total se necesita este elemento para terminar de estabilizar los fangos. Cabe indicar que la puesta en marcha de este elemento es inmediata puesto que utiliza los mismos organismos que los reactores biológicos para estabilizar el fango. Así que el paso entre esquemas de invierno y verano simplemente consiste en aumentar el caudal de purga y llevar esa corriente al digestor aerobio.

a. Esquema de Invierno 1: Oxidación total con precipitación química de fósforo.

Puesto que se va a rediseñar el proceso en los meses de verano para que comparta volumen de reactor con los meses de invierno se rediseña el esquema anterior de oxidación total en invierno con precipitación química para ajustarlo mejor al caudal de invierno siguiendo el siguiente esquema:

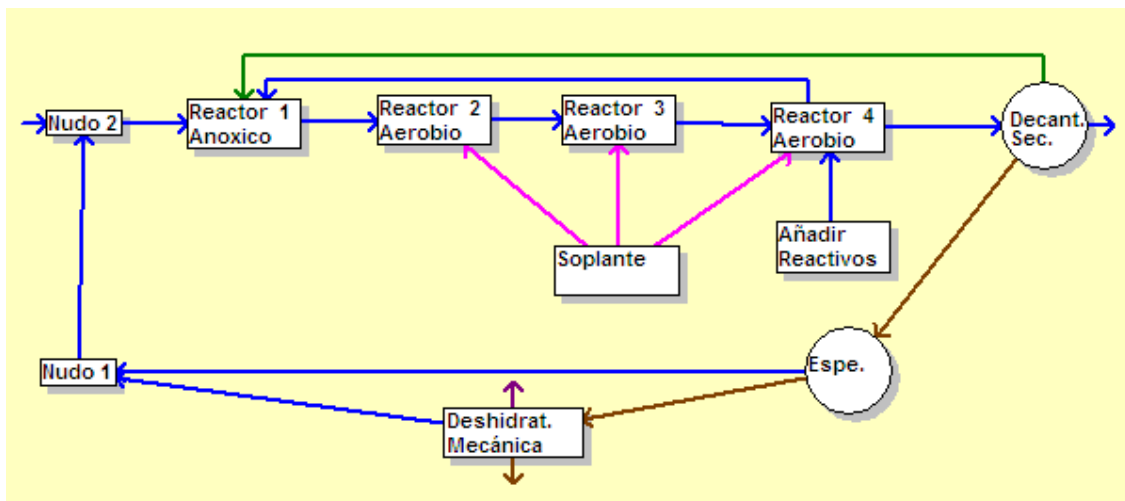


figura 7. Esquema de tratamiento en invierno N°1

A continuación se presentan la tabla resumen de diseño de la planta:

	Invierno
Volumen de reactor (m ³)	475
Tiempo de retención (d)	28
Factor de recirculación	2
Fe necesario para precipitación	1.305 kg/d

Tabla 15. Resumen de diseño planta invierno N°1

Se presenta un diseño de 475 m³ de reactor con eliminación de nitrógeno mediante nitrificación-desnitrificación y un tiempo de retención celular de 28 días. Al igual que en el esquema anterior la temperatura del agua en invierno condiciona el tiempo de retención celular que es necesariamente elevado.

La tabla 16 siguiente muestra un resumen de los resultados obtenidos con este esquema, la totalidad de los resultados se presentará en el apartado correspondiente al anexo de resultados.

	Invierno	Límites
Xsst mg/L	3884.2	4000
%SSVB	34.2	35
No ₃ en anóx	0	9
SALIDA		
DQO mg-o/L	34.6	125
No ₃	0.19	9
NH ₄ mg/L	0.2	1
NT mg/L	5.2	15
PT mg/L	1.8	2
SST mg/L	13	35

Tabla 16. Resultados esquema Invierno n°1

La tabla muestra como todos los valores son correctos y están dentro de los parámetros de vertido. La concentración de sólidos suspendidos totales se establece en 3884.2mg/l muy próximo al límite de 4000 mg/l por lo que no existe mucho margen para aumentar el tiempo de retención para establecer un %SSVB un poco inferior. Los valores de Nitrógeno total son muy inferiores al límite de vertido sin embargo, el límite impuesto por la concentración de sólidos suspendidos totales desaconseja disminuir el tamaño del reactor.

La concentración de nitratos a la salida del reactor anóxico indica que se produce una desnitrificación total. Los nitratos a la salida de la estación son muy bajos. Estos dos valores permiten probar otra configuración de la recirculación de nitratos. Se baja el factor de recirculación a 1 obteniéndose los siguientes resultados:

	Invierno	Límites
Xsst mg/L	3884.2	4000
%SSVB	34.2	35
No3 en anóx	0.0	9
SALIDA		
DQO mg-o/L	34.6	125
No3	4.2	9
NH4 mg/L	0.2	1
NT mg/L	5.2	15
PT mg/L	1.8	2
SST mg/L	13	35

Tabla 17. Resultados bajando el factor de recirculación a 1.

Pese a la reducción de eliminación de nitrógeno, el nitrógeno total sigue estando dentro de los límites permitidos, por lo que se fija el factor de recirculación de nitratos en 1, ya que provoca un menor consumo energético.

b. Esquema de Invierno 2: Oxidación total con eliminación biológica de fósforo.

Se propone como segunda opción para los meses de invierno una oxidación total con eliminación biológica de fósforo. En este caso se prescinde de la recirculación interna y por tanto del tanque anóxico por lo que la eliminación de nitrógeno se verá mermada, sin embargo para corregir este problema se procede a diseñar un flujo en pistón con una oxigenación progresiva de forma que se realice una nitrificación-desnitrificación simultánea.

El siguiente esquema muestra la distribución del proceso:

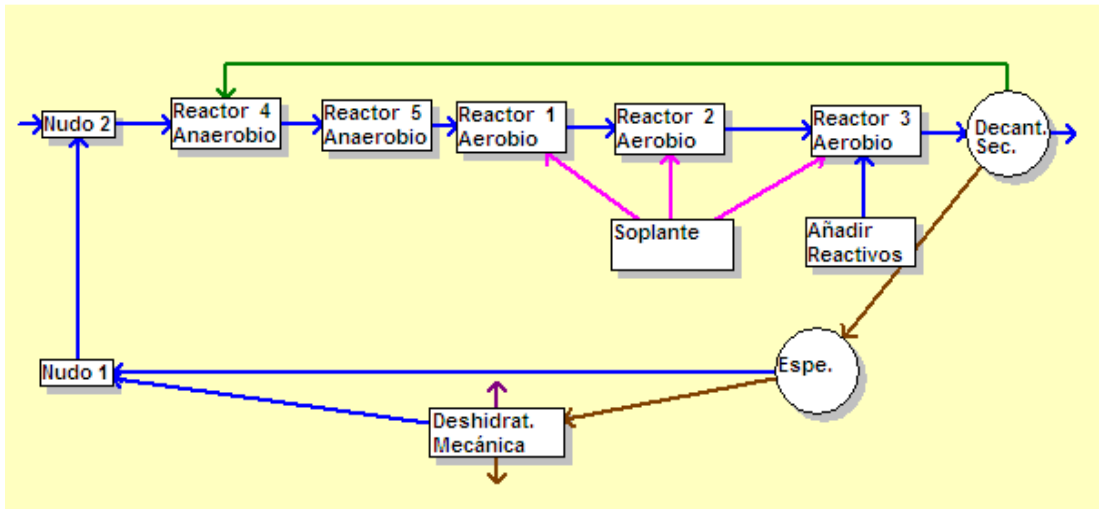


Figura 8. Esquema de tratamiento Invierno N°2

Para este proceso se han utilizado distintos parámetros que con el esquema anterior, el tiempo de retención celular baja hasta los 25 días, sin embargo el volumen total de la planta es el mismo, 475m³. El volumen total del reactor anaerobio asciende al 45% del total de la planta.

Reactor	4	5	1	2	3
O ₂ mg/l	0	0	0.8	1.4	2

Tabla 18. Concentraciones de o₂ en los reactores.

La tabla 18 muestra los valores de o₂ en condiciones de caudal medio. En condiciones de caudal punta se mantiene en todos los reactores 1mg/l pues se prioriza la eliminación de materia orgánica a la desnitrificación.

Mediante este esquema se presentan los siguientes resultados:

	Invierno	Limites
Xsst mg/L	3528	4000
%SSVB	35.6	35
Salidad Anaerobio		
XPAO mg/l	121.30	-
Spo4 mg/l	13.30	-
Xacid mg/l	15.16	-
SALIDA		
DQO mg-o/L	35.18	125
NH4 mg/L	0.49	1
NO3	5.60	8-9
NT mg/L	7.05	15
PT mg/L	0.93	2
SST mg/L	12.19	35

Tabla 19. Resultados Invierno N°2

En la tabla anterior se observa como la práctica totalidad de los parámetros obtenidos cumplen los criterios de vertido. Únicamente el %SSVB sobrepasa ligeramente el límite. Sin embargo 35.6% se puede considerar perfectamente como un fango estabilizado, por lo que tomamos como valido ese dato.

Se observa que se ha producido un desarrollo de XPAO y de Xacid así como una suelta de fósforo soluble, ya que a la entrada del reactor nº5 hay una concentración de Spo4 de 8.66 mg/l y a la salida una concentración de 10.38 mg/l. Se ha requerido de un volumen de reactor muy grande para conseguir el desarrollo de estas bacterias, el 45% del volumen total de reactor.

Comparando estos resultados con los obtenidos sin realizar la nitrificación-desnitrificación simultánea (tabla 14) se observa que aumentando progresivamente el oxígeno disuelto se obtiene un valor de nitrógeno total inferior. Si bien al disminuir la cantidad de O2 disuelto reducimos también la cantidad de fósforo eliminado, este sigue estando dentro de los parámetros de vertido. Este esquema presenta la ventaja de reducir los posibles problemas de flotación de fangos al producirse una desnitrificación en el decantador secundario.

	Invierno	Limites
Xsst mg/L	3528	4000
%SSVB	35.6	35
Salidad Anaerobio		
XPAO mg/l	121.30	-
Spo4 mg/l	13.30	-
Xacid mg/l	15.16	-
SALIDA		
DQO mg-o/L	35.18	125
NH4 mg/L	0.49	1
NO3	7.91	8-9
NT mg/L	7.05	15
PT mg/L	0.93	2
SST mg/L	12.19	35

Tabla 20. Resultados sin Nitrificación-Desnitrificación

La tabla 20 Muestra como la concentración de nitratos es moderadamente alta 7.91mg/l cuando no se introduce un esquema Nitrificación-desnitrificación simultanea, pues concentraciones mayores, 8-9 mg/l, pueden dar problemas de flotación de fangos en el decantador secundario.

La disposición de los tanques en flujo en pistón es la siguiente es la siguiente:

% de volumen ocupado	Tipo de tanque
25%	Anaerobio
20%	Anaerobio
20%	Aerobio
20	Aerobio
15	Aerobio

Tabla21. Distribución de volúmenes en el reactor

Esta disposición resulta importante a la hora de enlazar este diseño con el diseño de verano puesto que los volúmenes de las diferentes zonas corresponderán con las parrillas de difusores.

c. Esquema de verano: Convencional con precipitación química de fósforo.

Al ser fija la disposición de volúmenes del reactor, este esquema propone que se realice una recirculación de nitratos al tanque anaerobio, por lo que este se transformaría en un tanque anóxico. Se propone también la instalación de difusores en segundo tanque anaerobio para poder utilizarlo en verano como tanque aerobio. Como se trata de un proceso convencional, la oxidación de la materia orgánica precisa de un digestor aerobio que se puentea en los meses de invierno derivando todo el caudal de la línea de fangos directamente al espesador. Al no realizarse eliminación biológica de fósforo es necesaria también la adición de sales de hierro o aluminio para conseguir una precipitación química.

El siguiente esquema muestra el diseño de la planta:

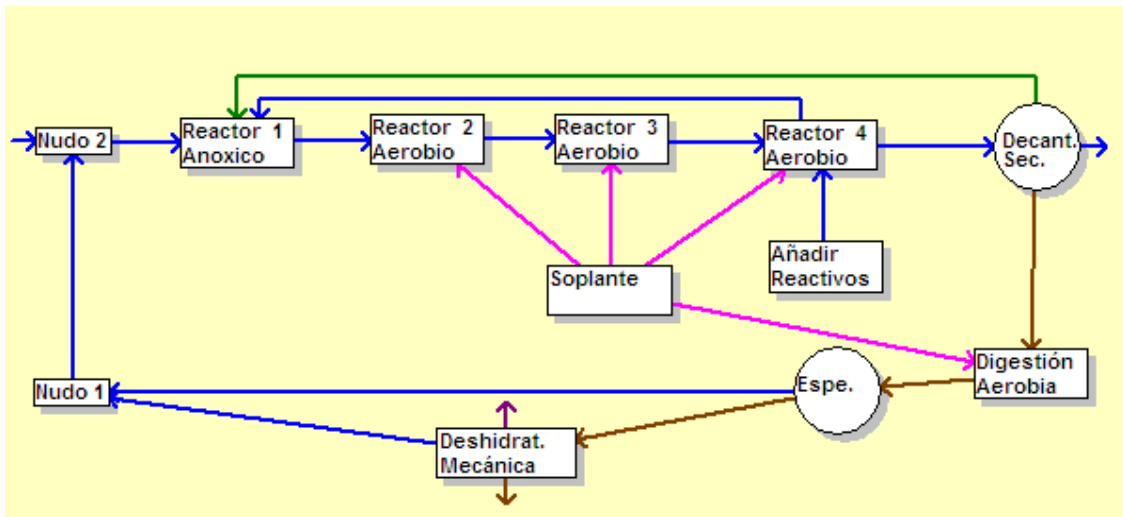


Figura 9. Esquema de tratamiento verano N^o2

A continuación se presentan un resumen de los detalles de diseño de la planta.

	verano
Volumen de reactor (m ³)	475
Volumen de digestor (m ³)	134.7
Tiempo de retención (d)	5
Tiempo de retención del digestor (d)	3
Factor de recirculación	2
Fe necesario para precipitación	3.654 kg/d

Tabla 22. Resumen de diseño

Como muestra la tabla anterior se consiguen los parámetros de vertido con un volumen de 475m³ más 135m³ de digestor. Los tiempos de retención celular son bajos, especialmente el tiempo de retención en el digestor aerobio, sin embargo se consigue una buena estabilización del fango.

Este esquema presenta el siguiente resumen de resultados:

	Verano	Limites
Xsst mg/L	3235	4000
%SSVB	30.4	35
Anóxico		
NO3	0.03	-
SALIDA		
DQO mg-o/L	33.5	125
NH4 mg/L	0.5	1
NO3	3.82	8-9
NT mg/L	5.15	15
PT mg/L	1.92	2
SST mg/L	11.57	35

Tabla 23. Resumen de resultados

La tabla 23 muestra como el esquema propuesto cumple con los parámetros de vertido y de diseño. Los sólidos suspendidos totales se mantienen en torno a los 3200mg/l lo que supone un valor correcto para no entorpecer la sedimentación en el decantador secundario. El nitrógeno total se sitúa muy por debajo del límite fijado por la legislación sin embargo modificar el diseño para ajustar este valor, resulta poco práctico ya que no se recomienda trabajar con tiempos de retención celular mucho más bajos. Además la utilización de tiempos de retención más bajos supondría una mayor inversión en el digestor aerobio por lo que la mejora resulta poco efectiva. El ajuste de los niveles de nitrógeno total rediseñando la capacidad del reactor resulta inviable pues la carga de sólidos suspendidos del mismo ya funciona cerca del límite en los meses de invierno. La única opción sería reducir la recirculación entre el tanque aerobio y el anóxico.

Se pasa de un factor de recirculación de 2 a 1 obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 24.

	Invierno	Limites
Xsst mg/L	3238	4000
%SSVB	30.4	35
SALIDA		
DQO mg-o/L	33.5	125
NH4 mg/L	0.43	1
NO3	4.99	
NT mg/L	6.26	15
PT mg/L	1.94	2
SST mg/L	11.58	35

Tabla 24. Resumen de resultados con menos recirculación

Como muestra la tabla 24, disminuyendo el valor de la recirculación se logra cumplir igualmente con los criterios de vertido, sin embargo al reducir la recirculación se disminuye el consumo energético.

Debido a las bajas concentraciones de nitrógeno total, el diseño cumple igualmente los criterios de vertido si se elimina completamente la recirculación. Como ya hemos comentado, eso no supondría una variación significativa en el diseño de la planta puesto que no se puede reducir el volumen de la misma debido a que viene impuesto por el volumen necesario en los meses de invierno, se opta pues por un proceso de Nitrificación-desnitrificación simultánea aumentando progresivamente el nivel de O_2 en los reactores mediante un flujo en pistón siguiendo el siguiente esquema:

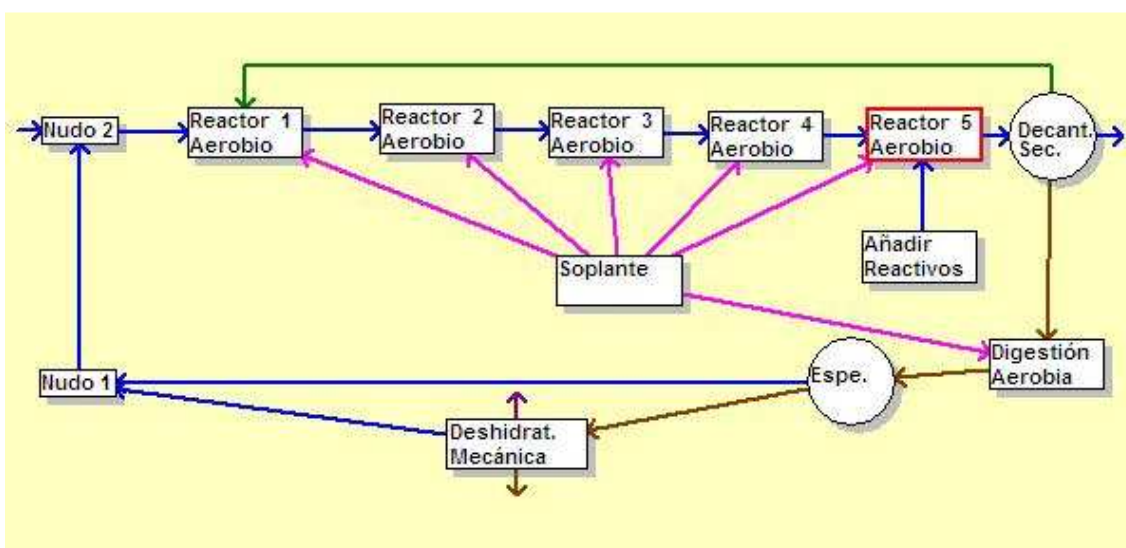


Figura 9. Esquema de tratamiento sin recirculación de nitratos

Utilizamos las siguientes concentraciones de o₂:

Reactor	1	2	3	4	5
Concentración o ₂ mg/l	0.5	0.8	1.4	1.6	2

Tabla25. Concentraciones de oxígeno en los reactores.

Esta tabla muestra los valores de o₂ en condiciones de caudal medio. En condiciones de caudal punta se mantiene en todos los reactores 1mg/l pues se prioriza la eliminación de materia orgánica a la desnitrificación.

Este esquema presenta los siguientes resultados:

	Invierno	Limites
Xsst mg/L	3238	4000
%SSVB	30.4	35
SALIDA		
DQO mg-o/L	33.36	125
NH ₄ mg/L	0.3	1
NO ₃	5.9	8-9
NT mg/L	6.3	15
PT mg/L	1.9	2
SST mg/L	11.53	35

Tabla 26. Proceso Nitrificación-Desnitrificación

Mediante este esquema se cumplen los parámetros de vertido y ahorramos toda la recirculación. Se mantienen tanto el número de soplantes instaladas como sus potencias, por lo que optamos por esta última opción como óptima para estas condiciones. Los niveles de nitratos obtenidos aun están lejos de los límites problemáticos para causar la flotación de fangos en el decantador secundario.

Tanto las opciones de invierno como las opciones presentadas para los meses de verano comparten este mismo diseño del decantador:

	Verano	Crit. Diseño
Carga Hidráulica a Qmedio (m/h)	0.40	0.40
Carga Hidráulica a Qpunta (m/h)	0.63	0.80
Carga de sólidos a Qmedio (Kg/m ² /h)	1.29	1.30
Carga de sólidos a Qpunta (Kg/m ² /h)	2.02	2.80
Carga Sobre Vertedero a Qmedio (m ² /h)	2.91	12
Carga sobre Vertedero a Qpunta (m ² /h)	3.76	20
Tiempo de Retención a Qmedio (h)	4.87	>3
Tiempo de Retención a Qpunta (h)	3.78	>1

Tabla27. Criterios de diseño del decantador.

La tabla muestra los criterios de diseño del decantador secundario, mediante estos criterios se obtiene un decantador de 671m³ y 15 metros de diámetro.

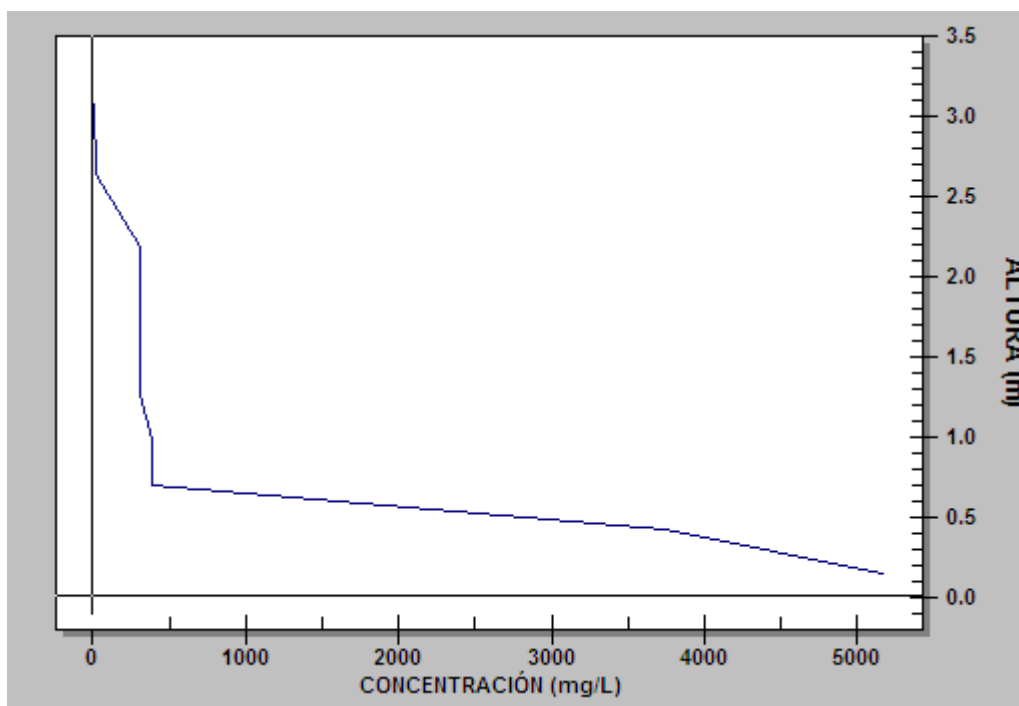


Figura 10. Perfil de concentraciones en el decantador secundario.

Como muestra la figura 10. el decantador secundario funciona correctamente. Presenta un perfil de concentración ascendente y no tiene problemas de colmatación.

Se diseña también el espesador circular siguiente:

Unidades:	1
Forma:	CIRCULAR
Volumen (m ³):	106.6
Altura (m):	3.0
Calado (m):	2.5
Diámetro (m):	6.7

Tabla28. Diseño del espesador circular

Este espesador se diseña con un tiempo de retención hidráulico de 12h una carga superficial de 0.4 m³/m²/h y una carga de sólidos de 0.30 kgSS/m²/h. Con estos diseños se consigue concentrar el fango de 5700 mg/l a 11000 mg/l.

3. Oxidación total en invierno y proceso convencional en verano con eliminación biológica de fósforo.

En esta tercera opción se propone mantener el diseño del proceso en invierno en oxidación total y funcionar en verano con tratamiento convencional y eliminación biológica de fósforo y eliminar la recirculación de nitratos entre reactores. Para este diseño resulta imposible mantener la utilización de un reactor de 475m³ por lo que se diseña un reactor de 630m³, por lo que resulta una planta ampliamente sobredimensionada para los meses de invierno.

El siguiente esquema muestra el diseño del proceso:

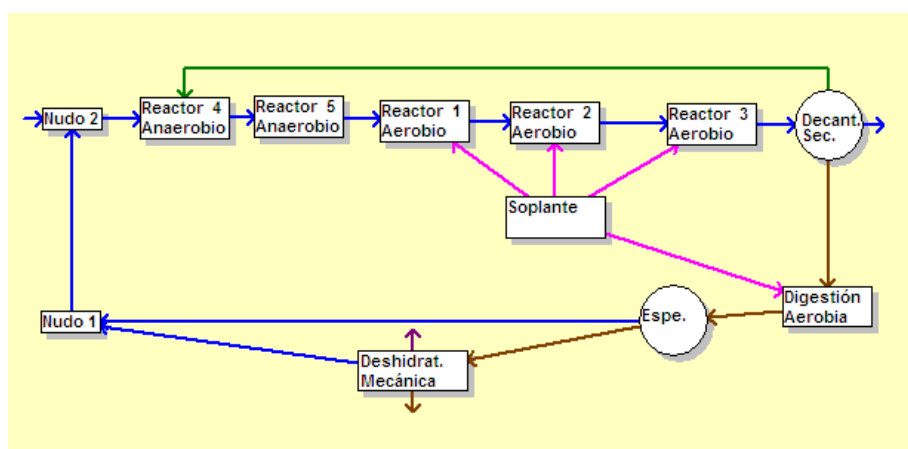


Figura 11. Proceso nº3 con eliminación biológica de fósforo

A continuación se presentan un resumen de los detalles de diseño de la planta:

	Verano
Volumen de reactor (m ³)	630
Volumen de digestor (m ³)	111
Tiempo de retención (d)	8
Tiempo de retención del digestor (d)	3
Fe necesario para precipitación	0 kg/d

Tabla 29. Resumen de diseño

Como muestra la tabla anterior este esquema necesita de un tiempo de retención celular de 8 días. Al ser un tiempo mayor que en esquemas anteriores el fango está más estabilizado. El digestor aerobio 111 m³, un volumen inferior que en otros modelos puesto que se produce una menor producción de fangos y además estos se encuentran más estabilizados. Como clara ventaja de este esquema sobre los demás cabe destacar que la eliminación de fósforo se realiza completamente de forma biológica por lo que ya no son necesarios reactivos con sales de hierro o aluminio. Su principal desventaja es el aumento del volumen total de reactores.

Este esquema presenta el siguiente resumen de resultados:

	Verano	Limites
Xsst mg/L	3655	4000
%SSVB	25.5	35
SALIDA		
DQO mg-o/L	35.1	125
NH ₄ mg/L	0.6	1
NO ₃	7.48	8-9
NT mg/L	9	15
PT mg/L	0.5	2
SST mg/L	11.53	35

Tabla 30. Resumen de resultados

La tabla anterior nos indica que este diseño cumple con todos los parámetros de vertido. Los sólidos suspendidos totales en el reactor se acercan al límite impuesto por los problemas de decantación, por lo que no se puede reducir el volumen de planta de forma considerable. Los fangos se encuentran bien estabilizados y el fósforo total cumple sobradamente con el criterio de vertido.

Se plantea el siguiente decantador secundario:

	Verano	Crit. Diseño
Carga Hidráulica a Qmedio (m/h)	0.34	0.40
Carga Hidráulica a Qpunta (m/h)	0.53	0.80
Carga de sólidos a Qmedio (Kg/m ² /h)	1.30	<2.5
Carga de sólidos a Qpunta (Kg/m ² /h)	2.04	<4.5
Carga Sobre Vertedero a Qmedio (m ² /h)	2.75	12
Carga sobre Vertedero a Qpunta (m ² /h)	3.55	20
Tiempo de Retención a Qmedio (h)	5.7	>3
Tiempo de Retención a Qpunta (h)	4.41	>1

Tabla 31 criterios de diseño del decantador secundario

Al igual que en casos anterior el decantador funciona bien y no se observan problemas de desbordamiento.

Se diseña el espesador siguiente:

Unidades:	1
Forma:	CIRCULAR
Volumen (m ³):	93.7
Altura (m):	3.0
Calado (m):	2.5
Diámetro (m):	6.5

Tabla32. Diseño del espesador.

Este espesador logra duplicar la concentración de fangos de 6400mg/l a la entrada a 12400mg/l a la salida. Se diseña para un tiempo de retención de 12h, una carga superficial de 0.4 m³/m²/h y una carga de sólidos de 0.3 kg SS/m²/h.

Se puede observar que este espesador es ligeramente más pequeño que en los anteriores, esto se debe a que el proceso propuesto genera menos fangos que los anteriores procesos.

IV. Análisis de alternativas:

La totalidad de los resultados de todas las opciones se encuentran en el CD-ROM adjunto a esta memoria. También se adjuntan como anejos a este documento Los datos utilizados en este análisis han sido tomados de esos resultados.

Cualquiera de los diseños anteriormente expuesto es válido. Sin embargo el diseño óptimo será el más eficiente, es decir realizar el proceso propuesto al mínimo coste. Muchas son las variables que influyen en los costes de explotación y costes de ejecución, sin embargo compararemos los siguientes datos:

- Volumen total construido: se entiende como volumen total construido al volumen total de los reactores mas el volumen del digester, espesador y de los decantadores. (costes de ejecución). El volumen total construido influye doblemente en los costes de ejecución. Por una parte supone un mayor gasto en mano de obra materiales y tiempo de ejecución, por otra incide directamente en la superficie necesaria para la ejecución elevando los costes de expropiación si proceden.
- Potencia total instalada: En este apartado se entiende como potencia total instalada a la potencia total del conjunto de soplantes y bombas de la explotación. (costes de explotación). Está directamente vinculada al caudal de recirculación y al caudal de aireación necesarios.
- Producción de fangos: Se entiende como producción de fangos a los fangos de salida del deshidratador.
- Reactivos utilizados: Se entiende por reactivo utilizado a la cantidad de sales de hierro utilizada expresada como kilogramos de hierro o aluminio.

Ahora se procederá al estudio comparativo de estas variables seleccionadas como indicadores de la idoneidad económica de cada planta.

1. Comparativa de volumen total construido:

Como ya se ha comentado anteriormente esta medida indica el coste de ejecución de la estación depuradora de aguas residuales. En la siguiente tabla resumen se presentan los volúmenes de las diferentes opciones elegidas:

		Volumen construido m3	
Oxidación total verano e invierno	Reactor	1100	
	Decantador	738	
	Espesador	34	
	Total	1872	
OT Invierno y Convencional verano	Reactor	475	
	Decantador	671	
	Espesador	106.5	
	Digestor	134.7	
	Total	1387.2	
Ot invierno y Convencional verano con eliminacion P Biologica	Reactor	630	
	Decantador	782.3	
	Espesador	93.7	
	Digestor	110.2	
	Total	1616.2	

Tabla 33. Resumen de volúmenes totales construidos.

El siguiente gráfico compara estos tres valores:

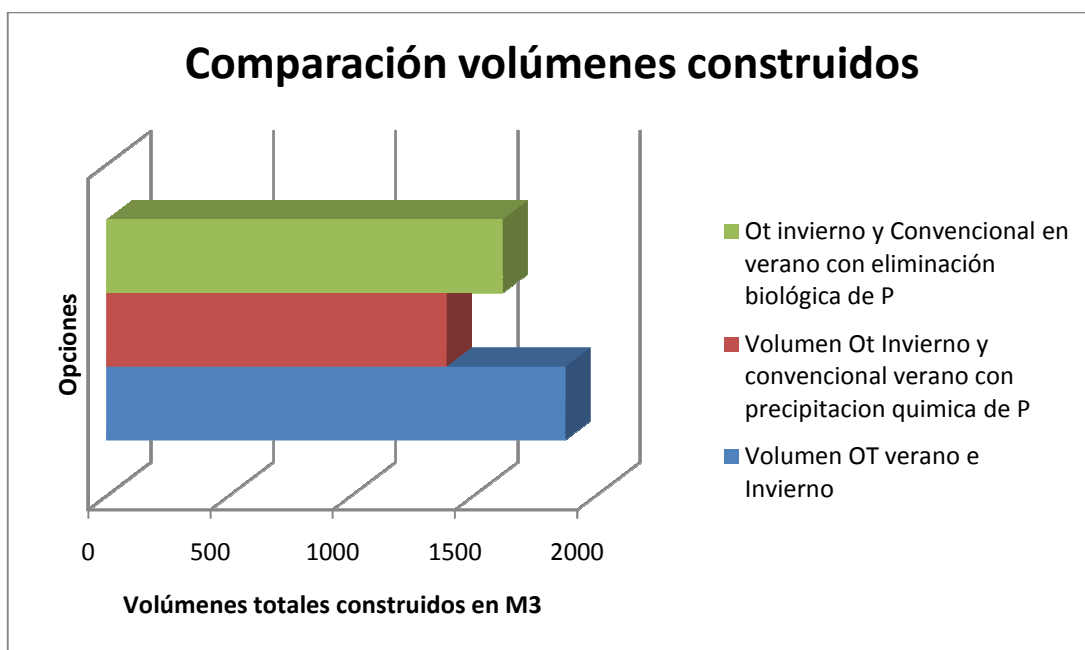


Gráfico 2. Comparativa de volúmenes construidos

Se observa claramente que la opción que mas volumen consume es la de Oxidación total en verano e invierno. La que menos consume y por lo tanto la más barata de ejecutar corresponde al proceso de oxidación total en invierno y convencional en verano con eliminación de fósforo por precipitación.

Al existir una gran diferencia entre el volumen necesario en los diferentes esquemas de tratamiento y sabiendo que los procesos de oxidación total siempre son más costosos energéticamente que los procesos convencionales, podemos descartar la opción número 1 , que supone realizar un proceso de oxidación total en invierno y en verano.

2. Comparativa de la potencia consumida:

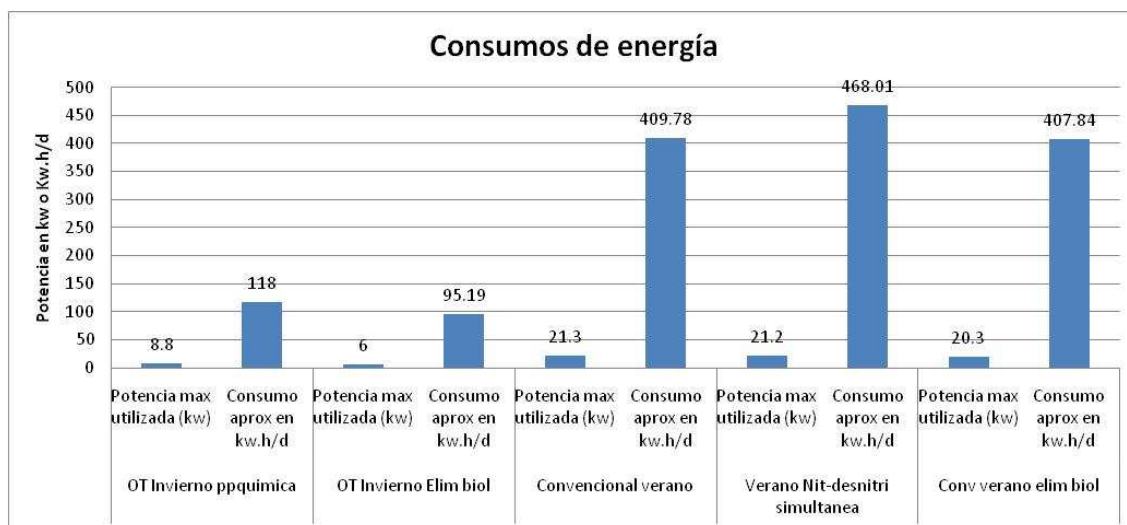
A continuación trataremos los consumos de energía de la planta, que son básicamente junto con los gastos en reactivos los costes de explotación de la estación depuradora. En los siguientes consumos se han incluido los consumos de aireación y de agitación. Cabe destacar que estos resultados no incluyen la energía necesaria para la recirculación por lo que deberán ser tratados con cautela:

		Soplantes	Agitación	Total
OT Invierno p química	Potencia max utilizada (kw)	6.9	1.9	8.8
	Consumo aprox en kw.h/d			118
OT Invierno Elim biol	Potencia max utilizada (kw)	6	0	6
	Consumo aprox en kw.h/d			95.19
Convencional verano PPQ	Potencia max utilizada (kw)	19.4	1.9	21.3
	Consumo aprox en kw.h/d			409.78
Verano sin recirculación NO3 Y PPQ	Potencia max utilizada (kw)	21.2	0	21.2
	Consumo aprox en kw.h/d			468.01
Convencional verano elim biol	Potencia max utilizada (kw)	20.3	0	20.3
	Consumo aprox en kw.h/d			407.84

Tabla34. Consumos de energía de las diferentes opciones

Nota: PPQ (Eliminación de Fósforo mediante precipitación química)

La siguiente gráfica representa los resultados de la tabla anterior:



Gráfica 3. Consumos de energía de las diferentes opciones

La gráfica nº3 muestra los consumos máximos instantáneos y la consumo aproximado al día. Si bien las opciones no difieren mucho en consumo energético, el gráfico muestra que la que **mayor consumo diario presente es la opción de Precipitación química de fósforo con Nitrificación-desnitrificación simultanea**. Esto parece una contradicción, puesto que si disminuimos los niveles de o₂ en los reactores la potencia necesaria para airearlos debería bajar. Sin embargo hay dos factores que impiden esto. El primero es que aireamos un 25% más de reactor. El segundo es que la concentración de o₂ para caudal punta se mantiene constante en 1mg/l. Por lo que en definitiva se necesita más o₂ para airear el reactor y por tanto un mayor consumo diario. Como se observa en el gráfico la potencia máxima utilizada de esta opción sí que es menor a la de las otras alternativas.

Al estudiar las opciones de invierno podemos observar que el consumo de energía de la opción de Oxidación total con eliminación biológica de fósforo es menor que la opción con precipitación química.

La oxidación total en invierno con eliminación biológica de fósforo resulta la opción ideal pues consume menos energía y además no consume reactivo alguno.

Al estudiar la energía consumida en los meses de verano podemos observar cómo, a priori, la opción que más energía consume es la opción de Nitrificación y desnitrificación simultanea. Sin embargo esto es incorrecto. Esta opción no necesita de recirculación de caudal entre tanques. La energía necesaria para esta recirculación (utilizada en el esquema de proceso Convencional verano) no ha sido

contabilizada en esta memoria, por lo que se estima que la energía consumida en este proceso es mucho mayor que la consumida en el proceso de Nitrificación y desnitrificación simultánea.

La opción que menos energía consume resulta ser la del proceso Convencional en verano con eliminación biológica de fósforo. Sin embargo esta opción, como se ha visto en el apartado anterior requiere de un mayor coste de ejecución.

3. Producción de fangos:

Uno de los principales problemas de las estaciones depuradoras es la gestión de residuos. La gestión de residuos es fuente de costes de explotación y un gran problema en grandes estaciones. Cabe pues estudiar la producción de fangos de las distintas soluciones propuestas.

Durante los meses de verano la producción de fangos a la salida del deshidratador se sitúa en 0.97m³/d para los procesos de precipitación química y 0.9m³/d para los procesos de eliminación biológica de fósforo.

Durante los meses de invierno la producción de fangos a la salida de deshidratador es de 0.24 m³/d para ambos procesos.

Vistas las diferencias de producción de fangos no se estiman relevantes a la hora de tomar una decisión sobre la idoneidad de los procesos.

4. Consumo de reactivos:

El consumo de reactivos puede ser determinante en grandes estaciones depuradoras de aguas residuales. En nuestro caso los consumos son pequeños situándose en 3.65kg Fe/d en meses de verano y 1.3kg Fe/d en los meses de invierno.

Teniendo en cuenta que los consumos de verano solo se dan durante 3 meses parece un dato poco determinante a la hora de tomar una decisión.

5. Conclusiones:

El análisis de las alternativas para los meses de invierno muestra que **la opción más adecuada resulta ser la propuesta de Oxidación total con eliminación biológica de fósforo en flujo en pistón con Nitrificación y desnitrificación simultánea**. Esto se debe a que esta opción resulta, en igualdad de volumen construido, la que menos reactivos y energía consume. Puesto que el incremento de la población del municipio solo se produce en los meses de verano (3 meses al año) la elección de una opción con bajo consumo de recursos durante los nueve meses restantes parece acertada.

El análisis de alternativas para los meses de verano muestra que **la opción más adecuada resulta ser la de Tratamiento convencional con precipitación química de fósforo con Nitrificación-Desnitrificación simultánea**. Si bien esta opción es más costosa en cuanto a explotación, necesita de un volumen construido mucho menor, 229m³ menos que la opción de eliminación biológica de fósforo. La diferencia que existe en los costes de explotación entre los dos sistemas solo se produce durante 3 meses al año. Por lo que no compensa a largo plazo la diferencia de coste de la ejecución.

En la siguiente tabla se muestra un presupuesto comparativo preliminar de la obra civil del reactor biológico entre las propuestas de eliminación biológica de fósforo y las de precipitación química.

	Unidad	€/unidad	Unidades para PPQ	Precio PPQ	Unidades para elimin Bio de P	Precio eliminación biológica
Excavación incl transp a vertedero	m3	20	430	8600	630	12600
Muro de hormigón armado	m3	324	52.815	17112.06	63.04	20424.96
Losa de hormigón de limpieza	m2	10	136	1360	180	1800
Losa de hormigón armado	m3	80	34	2720	45	3600
			Total €	21192.06		38424.96

Tabla 35. Presupuesto básico de ejecución material del reactor biológico

Como puede observarse en la tabla existe una diferencia de ejecución de más de 17.200 €. Estudiando las diferencias de consumo diario, 61kwh/d, con el precio de la energía actual y teniendo en cuenta que esta diferencia solo se da durante tres meses al año, se ha calculado que para que resulte más económica la eliminación biológica de fósforo han de pasar 27,7 años. No se han tenido en cuenta las necesidades de sales de hierro, por lo que ese número puede resultar algo menor.

V. Esquemas de disposición de los elementos de la planta:

Tras el análisis de alternativas se propone una disposición para la planta seleccionada.

Para la ubicación de la planta se ha elegido la parcela nº2 descrita en la memoria. Esta parcela resulta ser la más alejada al núcleo urbano y dispone de una extensión suficiente para la construcción de la planta.

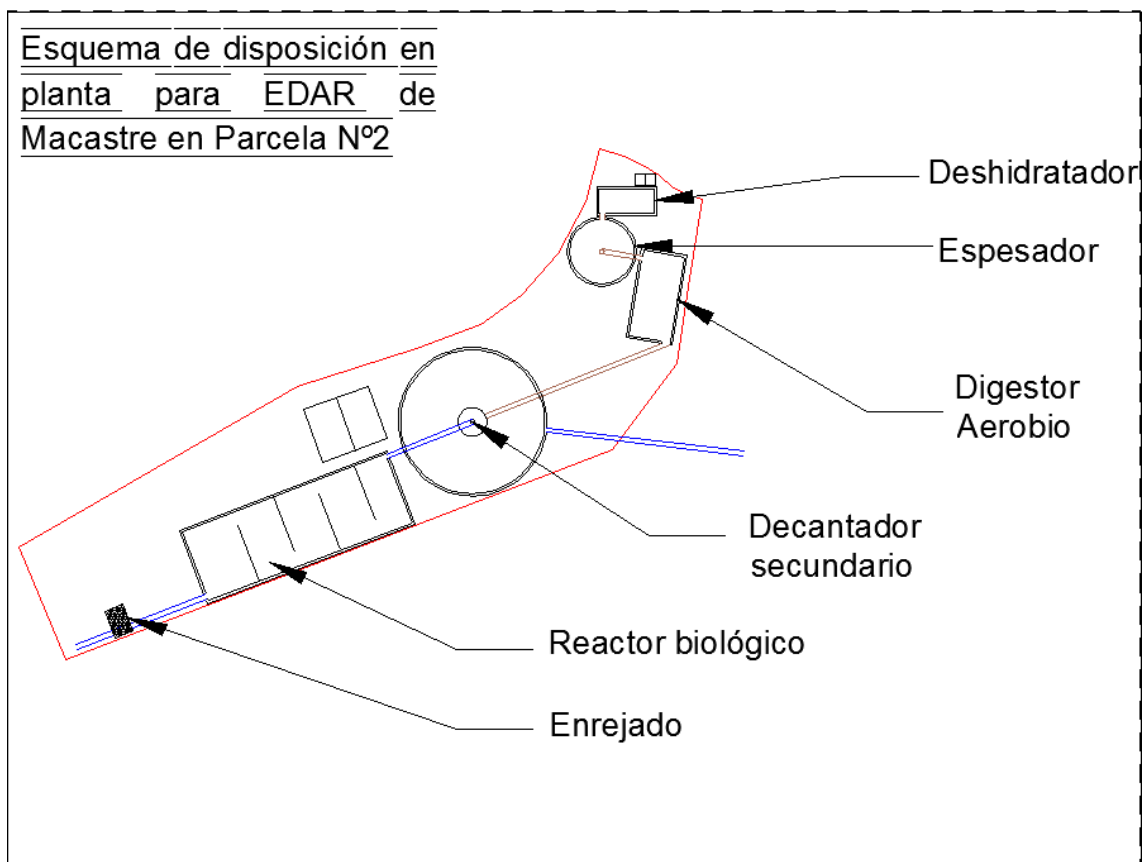


Figura 12. Esquema de disposición de la planta en parcela nº2

La figura 12 muestra la disposición en planta de la estación depuradora. Las líneas en azul muestran la línea de aguas, las líneas en marrón la línea de fangos. La parcela viene trazada en rojo.

El siguiente esquema muestra el reactor biológico con los difusores instalados.

Esquema de Reactor biológico y Difusores

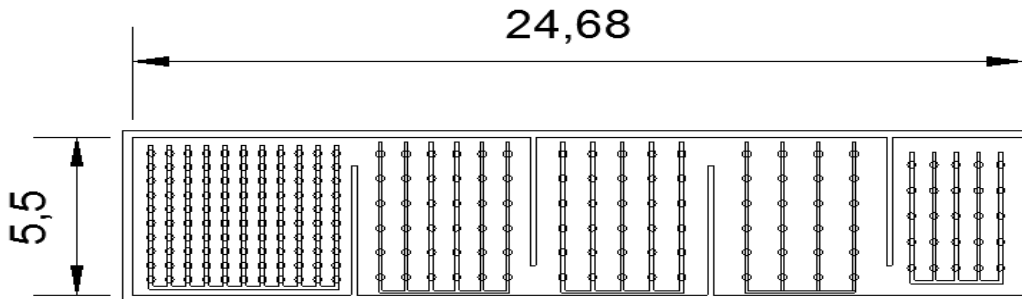


Figura13. Reactor biológico.

La figura 13 muestra como la cantidad de difusores va decreciendo a lo largo del reactor. Esto ocurre pese a que la concentración de O_2 a caudal medio va en aumento, ya que la concentración que limita en este caso es la concentración de O_2 a caudal punta que se ha fijado en 1mg/l en todo el reactor. También se debe a que durante el recorrido por el reactor la materia orgánica se va consumiendo y la DQO en cada uno de los reactores se reduce conforme avanzamos.

La siguiente tabla muestra la disposición de los difusores en cada reactor

Reactor	% de volumen total	Nº de difusores instalados
1	25	110
2	20	36
3	20	30
4	20	24
5	15	20

Tabla36 Disposición de los difusores y volúmenes

VI. Anexos