



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

TRABAJO FIN DE MASTER EN INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UN REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO ($Q_{A.R} = 9000 \text{ m}^3/\text{d}$) PARA REDUCIR LA PRODUCCIÓN DE FANGOS MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UN DESACOPLADOR METABÓLICO

AUTORA: QUERALT FARRÁS GENTO

TUTOR: JOSE ANTONIO MENDOZA ROCA

MARIA AMPARO BES PIÁ

Curso Académico: 2016-17

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar agradecer a Amparo y Jose Antonio, la ayuda como tutores del presente Trabajo Final de Máster. Muchísimas gracias por toda la ayuda, paciencia y dedicación que habéis tenido conmigo, ha sido todo un placer trabajar con vosotros.

Agradecer también toda la ayuda prestada al equipo del laboratorio, especialmente a Eva, no solo por toda la ayuda sino también por hacerme sentir como una más durante esos meses.

Agradecer también todo el apoyo a Alba y Ángela, por todos los momentos en los que me han animado a seguir cuando lo veía todo cuesta arriba, pero sobretodo por estar siempre ahí. Por todos los momentos vividos a lo largo de estos siete años, todas las risas, lloros, alegrías y tristezas, viajes, recuerdos...y por todos los momentos vividos, pero sobretodo por los que están por venir, gràcies xiquetes.

Agradecer también a los compañeros, pero sobretodo amigos que me llevo de estos siete años; Inma, Elia, Aina, Pablo, Andrés, Edu, Quique, Juanjo, Isma, Jaime, Oscar, Hector.. . Mil gracias por hacer de estos años, años inolvidables, llenos de risas, aventuras, viajes, fiestas y bastantes horas de biblioteca... que sin vosotros nunca hubiera sido igual.

Agradecer también a Saray y a Paula, gracias por ser como sois, porque a pesar de ser completamente distintas, lleváis conmigo 24 años, y no recuerdo momento importante en el que no hayáis estado. Gracias por vuestro apoyo estos meses, y por haberos convertidos en dos pilares fundamentales para mí.

Agradecer a Amanda, Tina, Miriam, Brenda, Mimi, Estefania, Mireia, Diana el apoyo a lo largo de estos siete años, por decirme que podía cuando ni yo lo sabía, pero por lo principal por estar siempre a mi lado.

Por último agradecer a mi familia todo su apoyo. Tanto a los que están cerca como a los que están lejos pero que siento cerca. Gracias por ser como sois, únicos y especiales y hacer de cuando estamos todos momento irrepetibles, entenderme y apoyarme y de hacer de mi la persona que soy hoy.

A mi madre, mi padre y mi hermano, los momentos malos y lo buenos, pero sobretodo ayudarme en los momentos malos, animarme seguir mis sueños, y a seguir adelante, recordarme que podía cuando lo olvidaba y estar a mi lado estos años. En definitiva, **GRACIAS POR TODO.**

RESUMEN

De la totalidad del agua del planeta únicamente el 2,5% es agua dulce y el 96% de esta se encuentra congelada en forma de glaciares, por lo que se está en la obligación moral y legal de depurar y regenerar el agua empleada. La depuración del agua tiene lugar por etapas; el pretratamiento, el tratamiento primario en el que se eliminan los sólidos en suspensión y el tratamiento secundario o biológico que consiste en la degradación de la materia orgánica disuelta en el agua residual. En estos procesos de depuración se generan corrientes de fangos, que deberán ser gestionados como residuos.

Con el fin de minimizar dichos residuos y minimizar así el coste de operación de las plantas depuradoras, se intenta minimizar la cantidad de fangos generados, en concreto los fangos secundarios. Estos fangos están compuestos por microorganismos, que precisan de energía y de sustrato (materia orgánica) para multiplicarse, de modo que se intentará actuar sobre dicha energía para reducir su crecimiento.

Para ello se propone la utilización de un desacoplador metabólico. El desacoplador propuesto es el TCS (3,3',4',5 Tetraclorosalicilanilida). Para observar si se produce o no reducción de fango ha trabajado en el laboratorio con una planta piloto de dos reactores SBR en paralelo partiendo de las mismas condiciones, uno con adición de TCS y otro sin adición de desacoplador. A lo largo de la experiencia se ha realizado seguimiento de estos reactores analizando el rendimiento de depuración y la calidad de los efluentes, así como las características físicas y químicas del licor de mezcla.

Una vez realizado el estudio con el desacoplador se ha realizado el diseño del reactor biológico para un agua residual industrial de caracterización genérica, incorporando la adición del reactivo a escala industrial. De esta manera se ha estimado el ahorro de la gestión de residuos generados tras la incorporación de dicho desacoplador.

RESUM

De la totalitat de l'aigua del planeta únicament el 2,5 % és aigua dolça, d'aquesta el 96% es troba congelada en forma de glaceres, es per açò pel que s'està a l'obligació moral i legal de depurar-la i regenerar-la. La depuració de l'aigua es dona per etapes, el pretractament, el tractament primari en el que s'eliminen els sòlids en suspensió i el tractament secundari o biològic que consisteix en la degradació de la matèria orgànica dissolta a l'aigua residual. En aquestos processos de depuració es generen corrents de fangs, les quals deuran de ser gestionades com a residus.

Amb la finalitat de minimitzar aquestos residus y minimitzar d'aquesta manera el cost d'operació de les plantes depuradores d'aigua, s'intenta minimitzar la quantitat de fangs generats, en concret els fangs secundaris. Aquestos, estan compostos per microorganismes, que necessiten d'energia i substrat (matèria orgànica) per a reproduir-se, d'aquesta manera s'intentarà actuar en aquesta energia, per a reduir el seu creixement.

Per a dur a terme la reducció de fangs es proposa l' utilització d'un desacoplador metabòlic. El desacoplador proposat serà el TCS (3,3',4',5 Tetraclorosalicilanilida). Per a observar si es produeix o no la reducció del fang s'ha treballat al laboratori amb una planta pilot de dos reactor SBR. Aquestos reactors han treballat en paral·lel partint de les mateixes condicions inicials, un amb TCS i l'altre sense. Al llarg de la experiència s'ha realitzat el seguiment d'aquestos reactors analitzant el rendiment de depuració i la qualitat dels efluent, així com les característiques físiques y químiques del licor de mescla.

Una vegada fet l'estudi al desacoplador, s'ha dissenyat el reactor biològic seqüencial per a un aigua residual de caracterització genèrica, incorporant l'adició del reactiu com a desacoplador a escala industrial. D'aquesta manera s'hi ha pogut estimar l'estalvi de la gestió dels residus generats respecte a una planta sense l'adició d'aquest.

ABSTRACT

From the whole amount of water in the planet, only 2.5% of it is sweet water and 96% of this amount can be found frozen forming glaciers. Because of this, it is under moral and legal obligation to depurate and regenerate the water. This depuration takes place in steps; the pre-treatment, the primary treatment where the solids in suspension are eliminated and the secondary or biological treatment which consists in the degradation of the organic material dissolved in the residual water. In these processes sludge streams are generated and it should be managed as a residue.

For minimising the residues and the cost of the operation of the residual water treatment plants, we try to minimise the amount of the sludge generated, specifically the secondary sludge. The sludge is formed by microorganisms, which need energy and organic material to breed, so we will try to act on this energy to reduce the increase of the microorganisms.

To reduce the sludge, we propose the use of a metabolic uncoupler. The uncoupler proposed is the TCS (3,3',4',5 Tetrachlorosalicylanilide). To observe if there is sludge reduction it has been worked on in the laboratory in a pilot plant formed by two reactors SBR in parallel. Starting from the same conditions in both reactors, TCS has been added just in one of them. Throughout the whole experiment, the yield of the depuration and the quality of the effluents have been analysed as well as the physics and chemical parameters of the mixed liquor.

Once performed the study with the uncoupler, the design of the biological reactor for industrial residual water with the generic characterization has been done, adding the chemical reagent on an industrial scale. Thus it has been estimated the savings in the waste management provided for the addition of the uncoupler.

INDICE GENERAL

Documento I: Memoria

1.	OBJETIVOS DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER.....	I.3
2.	JUSTIFICACION DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER.....	I.3
3.	INTRODUCCION.....	I.4
3.1	Caracterización del agua residual.....	I.4
3.2	Depuración de aguas residuales urbanas.....	I.5
3.2.1	Tratamiento de aguas residuales y producción de fango.....	I.5
3.2.2	Mecanismos para reducción de fangos.....	I,9
3.2.3	Desacopladores metabólicos.....	I.10
3.3	Fundamentos biológicos.....	I.11
3.3.1	Tipos de microorganismos.....	I.11
3.3.2	Acción de los microorganismos en el agua residual.....	I.12
3.3.3	Metabolismo de los microorganismos.....	I.12
3.3.4	Consumo de oxígeno de los microorganismos.....	I.14
3.4	SBR.....	I.16
3.4.1	Concepto.....	I.16
3.4.2.	Comparación con el proceso convencional.....	I.17
3.4.3	Aplicaciones.....	I.18
4.	ESTADO DEL ARTE.....	I.19
5.	CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	I.20
5.1	Parámetros de operación.....	I.20
6.	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	I.21
6.1	Descripción y funcionamiento de la planta de laboratorio.	I.21
6.1.1.	Puesta en marcha de los reactores.....	I.23
6.1.2	Preparación del agua de alimento.....	I.23
6.1.3	Operación del SBR.....	I.25
6.2	Metodología analítica.....	I.27
6.2.1	Demanda Química de Oxígeno.....	I.27
6.2.2	Nitrógeno.....	I.27
6.2.3	Fósforo.....	I.28
6.2.4	EPS, SMP, ADN.....	I.28
6.2.5	Respirometría.....	I.29
6.3	Metodología experimental análisis licor de mezcla.....	I.30
6.3.1	Determinación de los SSLM.....	I.30
6.3.2	Determinación de los SSV.....	I.31
6.3.3	Extracción SMP, EPS y ADN.....	I.31
6.3.4	Análisis SMP y EPS.....	I.33
7.	RESULTADOS OBTENIDOS.....	I.34
7.1.	Caracterización de los efluentes de los SBR's.....	I.34
7.1.1	Concentración de DQO en los efluentes de salida.....	I.34
7.1.2	Concentración de nitrógeno en los efluentes de salida.....	I.36
7.1.3	Concentración de fósforo en los efluentes de salida.	I.38
7.1.4	pH y conductividad en los efluentes de salida.	I.40

1.7.5	Turbidez en los efluentes de salida.....	I.41
7.2	Resultados obtenidos del licor de mezcla.....	I.42
7.2.1	Evolución del oxígeno disuelto en el reactor.....	I.42
7.2.1	Evolución de los sólidos en suspensión en los reactores.....	I.43
7.2.2	Crecimiento del fango en función del tiempo.....	I.44
7.2.3	Evolución del crecimiento específico de los microorganismos en función del tiempo.....	I.45
7.2.4	Evolución de la edad del fango en función del tiempo.....	I.47
7.2.5	Evolución del ADN extracelular en función del tiempo.....	I.48
7.2.6	Evolución de las SMP's en función del tiempo.....	I.49
7.2.7	Evolución de las EPS en función del tiempo.....	I.50
7.3	Resultados respirometría.....	I.51
7.3.1	Resultados al inicio de la experiencia.....	I.51
7.3.2	Resultados al final de la experiencia.....	I.56
7.3.3	Comparación de los parámetros obtenidos al inicio y al final de la experiencia.....	I.57
8.	DISEÑO DE LA INSTALACIÓN.....	I.58
8.1	Determinación del coeficiente punta.....	I.59
8.2	Decantador primario.....	I.60
8.3	Suministro de TCS.....	I.63
8.4.	Tanque de homogenización.....	I.64
8.5	Diseño del tratamiento secundario.....	I.65
8.5.1	Reactor biológico.....	I.65
9.	ESTUDIO ECONOMICO.....	I.73
10.	COCLUSIONES.....	I.74
11.	BIBLIOGRAFIA.....	I.75

Documento II: Planos

1.	PLANO I. DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PILOTO DEL LABORATORIO.....	II.79
2.	PLANO II. DIAGRAMA DE FLUJO DEL DISEÑO DE LA INSTALACIÓN.....	II.81
3.	PLANO II. DETALLE DEL REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL DISEÑADO.....	II.83

Documento III: Pliego de Condiciones

1.	CONDICIONES GENERALES.....	III.87
1.1	Condiciones Generales Facultativas.....	III.87
1.1.1	Promotor del Proyecto.....	III.87
1.1.2	Obligaciones y derechos del proyectista.....	III.87
1.1.3	Facultades del promotor de proyecto.....	III.88
1.1.4	Comienzo, ritmo, legislación, plazo y condiciones generales de la ejecución del proyecto.....	III.88
1.2	Condiciones generales económicas.....	III.88
1.2.1	Fianzas.....	III.88
1.2.2.	Composición de precios.....	III.89
1.2.3	Precios contradictorios.....	III.89
1.2.4	Mejoras, modificaciones, instalación de maquinaria.....	III.89
1.3	Condiciones generales legales.....	III.89

1.3.1	Reconocimiento de marcas registradas.....	III.89
1.3.2	Derechos de autor.....	III.89
1.3.3	Causa de rescisión del proyecto.....	III.89
1.3.4	Accidentes de trabajo.....	III.90
2.	CONDICIONES DE SEGURIDAD DE LOS REACTIVOS EMPLEADOS EN LA INSTALACIÓN.....	III.91
3.	CONDICIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS.....	III.92
3.1	Ámbito de aplicación.....	III.92
3.2	Especificaciones en los materiales de construcción.....	III.92
3.2.1	Especificaciones de la cimentación.....	III.92
3.2.2	Especificaciones de la estructura.....	III.92
3.2.3	Especificaciones de la impermeabilización.....	III.93
3.3	Especificaciones de los equipos seleccionados.....	III.93
3.3.1	Especificaciones del Reactor Biológico Secuenciado.....	III.93
3.3.2	Especificaciones del decantador primario.....	III.93
3.3.3	Especificaciones de los sensores de nivel.....	III.93
3.3.4	Especificaciones de la bomba de dosificación.....	III.94
3.3.5	Especificaciones de la válvula de guillotina.....	III.94
4.	GESTIÓN DE LOS RESIDUOS GENERADOS.....	III.95
4.1	Residuos generados en la ejecución del proyecto.	III.95
4.2	Residuos generados en la explotación del proyecto.	III.95

Documento IV: Presupuesto

1.	INTRODUCCIÓN.....	IV.99
2.	MEDICIONES DE LA INSTALACIÓN.....	IV.100
2.1	Mediciones estudio previos.....	IV.100
2.2	Mediciones Movimientos de Tierras.....	IV.101
2.3	Mediciones Cimentación.....	IV.101
2.4	Mediciones Estructura.....	IV.102
2.5	Mediciones Impermeabilización.....	IV.102
2.6	Mediciones Equipos.....	IV.102
2.7	Mediciones Seguridad y Salud.....	IV.103
2.8	Mediciones Control de Calidad.....	IV.103
2.9	Mediciones Gestión de Residuos de Demolición y Construcción.....	IV.104
3.	PRESUPUESTO POR CAPÍTULOS.....	IV.104
3.1	Presupuesto parcial Estudios Previos.....	IV.104
3.2	Presupuesto parcial Movimientos de Tierras.....	IV.105
3.3	Presupuesto parcial Cimentación.....	IV.105
3.4	Presupuesto parcial Estructura.....	IV.105
3.5	Presupuesto parcial Impermeabilización.....	IV.106
3.6	Presupuesto parcial Equipos.....	IV.106
3.7	Presupuesto parcial Seguridad y Salud.....	IV.107
3.8	Presupuesto parcial Control de Calidad.....	IV.107
3.9	Presupuesto parcial Gestión de Residuos de Demolición y Construcción.....	IV.107
3.10	Presupuesto de ejecución material.....	IV.108
4.	RESUMEN DEL PRESUPUESTO DE LA INSTALACIÓN.....	IV.109

Documento I: Memoria

Documento I: Memoria

1.	OBJETIVOS DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER	I.3
2.	JUSTIFICACION DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER.....	I.3
3.	INTRODUCCION	I.4
3.1	Caracterización del agua residual	I.4
3.2	Depuración de aguas residuales urbanas.....	I.5
3.2.1	Tratamiento de aguas residuales y producción de fango	I.5
3.2.2	Mecanismos para reducción de fangos.....	I.9
3.2.3	Desacopladores metabólicos.....	I.10
3.3	Fundamentos biológicos	I.11
3.3.1	Tipos de microorganismos	I.11
3.3.2	Acción de los microorganismos en el agua residual	I.12
3.3.3	Metabolismo de los microorganismos.....	I.12
3.3.4	Consumo de oxígeno de los microorganismos.....	I.14
3.4	SBR.....	I.16
3.4.1	Concepto	I.16
3.4.2	Comparación con el proceso convencional.....	I.17
3.4.3	Aplicaciones.....	I.18
4.	ESTADO DEL ARTE	I.19
5.	CONDICIONES DE OPERACIÓN	I.20
5.1	Parámetros de operación.....	I.20
6.	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	I.21
6.1	Descripción y funcionamiento de la planta de laboratorio.....	I.21
6.1.1	Puesta en marcha de los reactores	I.23
6.1.2	Preparación del agua de alimento	I.23
6.1.3	Operación del SBR.....	I.25
6.2	Metodología analítica.....	I.27
6.2.1	Demanda Química de Oxígeno.....	I.27
6.2.2	Nitrógeno	I.27
6.2.3	Fósforo	I.28
6.2.4	EPS, SMP, ADN.....	I.28
6.2.5	Respirometría.....	I.29
6.3	Metodología experimental análisis licor de mezcla	I.30
6.3.1	Determinación de los SSLM.....	I.30
6.3.2	Determinación de los SSV	I.31
6.3.3	Extracción SMP, EPS y ADN	I.31
6.3.4	Análisis SMP y EPS.....	I.33

7.	RESULTADOS OBTENIDOS	I.34
7.1.	Caracterización de los efluentes de los SBR's.	I.34
7.1.1	Concentración de DQO en los efluentes de salida.	I.34
7.1.2	Concentración de nitrógeno en los efluentes de salida.	I.36
7.1.3	Concentración de fósforo en los efluentes de salida.	I.38
7.1.4	pH y conductividad en los efluentes de salida.	I.40
7.1.5	Turbidez en los efluentes de salida.....	I.41
7.2	Resultados obtenidos del licor de mezcla.	I.42
7.2.1	Evolución del oxígeno disuelto en el reactor	I.42
7.2.1	Evolución de los sólidos en suspensión en los reactores	I.43
7.2.2	Crecimiento del fango en función del tiempo.....	I.44
7.2.3	Evolución del crecimiento específico de los microorganismos en función del tiempo	I.45
7.2.4	Evolución de la edad del fango en función del tiempo	I.47
7.2.5	Evolución del ADN extracelular en función del tiempo	I.48
7.2.6	Evolución de las SMP's en función del tiempo.....	I.49
7.2.7	Evolución de las EPS en función del tiempo.....	I.50
7.3	Resultados respirometría.	I.51
7.3.1	Resultados al inicio de la experiencia	I.51
7.3.2.	Resultados al final de la experiencia	I.56
7.3.3.	Comparación de los parámetros obtenidos al inicio y al final de la experiencia. ..	I.57
8.	DISEÑO DE LA INSTALACIÓN	I.58
8.1	Determinación del coeficiente punta.....	I.59
8.2	Decantador primario	I.60
8.3	Suministro de TCS.....	I.63
8.4.	Tanque de homogenización	I.64
8.5	Diseño del tratamiento secundario.....	I.65
8.5.1	Reactor biológico.....	I.65
9.	ESTUDIO ECONOMICO	I.73
10.	COCLUSIONES.....	I.74
11.	BIBLIOGRAFIA	I.75

1. OBJETIVOS DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER

Los dos objetivos principales de este trabajo final de máster son:

- El diseño preliminar del tratamiento biológico de una estación depuradora de aguas residuales industriales.
- Estudiar la reducción de la producción de fangos en las estaciones de depuración de aguas residuales mediante la adición de un desacoplador metabólico al reactor de fangos activos. Dicha reducción implicaría una disminución significativa en los costes de operación de las plantas. Al verse reducida la producción de fangos, se verá reducido el gasto económico de la gestión de residuos de estos fangos.

2. JUSTIFICACION DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER

El planeta está formado por un 76% de agua de la cual únicamente un 2,5% es agua dulce, de la cual el 96% se encuentra en forma congelada en los glaciares. Por lo que se debe realizar un consumo responsable de este recurso natural y se está en la obligación moral y legal de depurarla.

En la depuración de ésta, como se detallará a lo largo de este trabajo final de máster se generan una serie de costes energéticos y una serie de residuos. Es en la reducción de estos costes y residuos en lo que se centra este trabajo.

En el 2013 según el Instituto Nacional de Estadística se consumieron aproximadamente en España 3.210.843 miles de m³ de agua. El consumo de agua lleva asociados los costes de suministro y saneamiento y por otro lado los costes de depuración, siendo estos según el INE en el 2014 0,80 €/ m³. De modo que partiendo de estos datos el coste anual de depuración de agua en España se sitúa aproximadamente en 2.568 millones de €.

El modo que se ha elegido para reducir estos costes de depuración es la reducción de los residuos generados. Los residuos generados en la depuración de aguas son: los sólidos gruesos retirados en el pretratamiento, los fangos generados en tratamiento primario (Grasas, arenas y sólidos coloidales en suspensión) y los fangos generados en el tratamiento biológico. Los dos primeros son característicos del agua residual y la única manera de reducirlos es que no lleguen con el agua a la estación depuradora. Por otro lado sobre los residuos generados en el tratamiento biológico, los fangos, si podemos actuar.

Los fangos secundarios se generan por el crecimiento de los microorganismos al degradar la materia orgánica, por lo que, si se pudiera alterar este crecimiento se podría reducir la cantidad de éstos. A lo largo del presente trabajo final de máster se va investigar si es posible mediante un desacoplador metabólico reducir el crecimiento de los microorganismos y con ello la producción de fangos.

La reducción de la producción de fangos comportará la disminución del coste de gestión de residuos de la instalación que suponen un 40-50% de los costes globales. [1]

3. INTRODUCCION

3.1 Caracterización del agua residual

La calidad del agua se establece en función de la concentración de una serie de compuestos presentes en el agua residual, los cuales se detallan a continuación:

- **DQO:** Demanda química de Oxígeno, se trata de la cantidad estequiométrica de oxígeno necesario para la oxidación de la materia orgánica. De este modo se mide la materia orgánica total.
- **DBO₅:** Demanda biológica de oxígeno al cabo de cinco días. Indica la cantidad de oxígeno consumido por los microorganismos para la degradación de la materia orgánica, por lo que indicaría la materia orgánica biodegradable.
- **COT:** Indica la cantidad de Carbono Orgánico Total presente en el agua residual.
- **Alcalinidad:** Relacionada con el pH, mide los grupos OH⁻, CO₃⁻² y HCO₃⁻. Se trata de la capacidad de dichos grupos funcionales para neutralizar iones H⁺.
- **Conductividad:** Indica la cantidad de iones disueltos en el agua; es decir, es una medida indirecta de la concentración de sales.
- **Nitrógeno total (N_{KT}):** Indica la cantidad total de nitrógeno presente en el agua residual este puede estar presente en cuatro formas:
 - N_{orgánico}: se trata del nitrógeno presente en compuestos orgánicos que provienen principalmente de las heces fecales.
 - NH₄⁺: Una vez el nitrógeno orgánico se incorpora al agua, se transforma rápidamente en nitrógeno amoniacal.
 - NO₂⁻: En presencia de oxígeno y bacterias nitrificantes el nitrógeno amoniacal se oxida en nitritos, esta transformación es la más lenta de las tres y por tanto la limitante de reacción.
 - NO₃⁻: Una vez convertido el amoniacal en nitritos, rápidamente se oxidan a nitratos.
- **Fósforo (P):** Indica la concentración de fósforo presente en el agua residual. Aunque el fósforo es un contaminante del agua, es necesario dado que es uno de los principales nutrientes para los microorganismos.
- **Sólidos:** Indican la concentración de sólidos presente en el agua residual. Son junto con la materia orgánica los principales contaminantes del agua. En función de varios aspectos se clasifican en:
 - Sedimentables y no sedimentables: Siendo eliminados los primeros en el tratamiento primario.
 - Suspensión y disueltos: Los primeros son los sólidos que quedan retenidos en un filtro de 0,45 micras y los disueltos son los que sí lo atraviesan.
 - Orgánicos o volátiles e inorgánicos: Los primeros son los que a 550°C se transforman por combustión en dióxido de carbono y vapor de agua. Los sólidos inorgánicos permanecen a esa temperatura.
- **Turbidez:** Indica el grado de dispersión de un haz de luz aplicado a una muestra de agua. La turbidez está asociada con la concentración de sólidos en suspensión.

3.2 Depuración de aguas residuales urbanas

La depuración de aguas residuales urbanas juega un papel de importancia vital en nuestra sociedad. Los parámetros de caracterización del agua que vertimos a cauce público deben cumplir con la legislación establecida. Para ello se instauran las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR).

3.2.1 Tratamiento de aguas residuales y producción de fango

El tratamiento de las aguas residuales urbanas suele ser estándar para casi todas las depuradoras dado que las aguas residuales suelen tener los mismos tipos de contaminante.

El tratamiento aplicado en la línea de aguas en las EDAR's para reducir las concentraciones de los contaminantes del agua residual se separa en cuatro bloques:

- **Pretratamiento:** Tiene como función principal eliminar los sólidos grandes que llegan a la instalación para asegurar el buen funcionamiento de los equipos y evitar atascos. En el pretratamiento tienen lugar tres procesos:
 - **Desbaste.** En este proceso tiene lugar una separación de los sólidos gruesos de la corriente de entrada a la instalación. Para esta separación se emplean las rejillas de gruesos y finos y normalmente en función de la calidad del agua se instala un tamiz. Con estos equipos los sólidos quedan atrapados por las rejillas y la luz de paso del tamiz y la corriente de entrada continúa su cauce al tratamiento.
 - **Desarenado y Desengrasado.** Estas operaciones se pueden realizar de forma conjunta en un mismo equipo o bien en equipos separados. Como su nombre indica, en estas operaciones tienen lugar la separación de las arenas y de las grasas de la corriente de entrada. Es importante esta separación dado que las arenas pueden provocar un efecto de abrasión sobre algunos equipos y las grasas pueden impedir la incorrecta oxigenación en el reactor.
- **Tratamiento primario:** La función fundamental de este tratamiento es la decantación de los sólidos en suspensión en el agua residual de entrada con la finalidad que llegue lo más limpia posible al reactor biológico. En el tratamiento primario pueden tener lugar dos operaciones:
 - **Coagulación-floculación.** Los sólidos se encuentran en suspensión en un equilibrio coloidal, por lo que es necesaria la adición de un electrolito que rompa este equilibrio (Coagulante) y la adición de un polímetro para agrupar estos sólidos en flóculos (Floculante). Esta adición se realiza de forma continua, en las propias tuberías o bien en tanques de mezcla completa, aunque no es siempre necesaria, debido a la gran variabilidad de las aguas residuales.
 - **Decantación primaria.** Una vez formados los flóculos de los sólidos suspendidos, el influente entra al decantador primario, donde permanece el tiempo necesario para que sedimenten los sólidos. De esta forma de este equipo se obtienen dos corrientes de salida, por un lado la del fango sedimentado y por otro la del agua del efluente.
- **Tratamiento secundario:** Una vez se tiene el agua sin los sólidos suspendidos de mayor tamaño, en ésta queda la materia disuelta (también denominada soluble) y una pequeña parte de sólidos en suspensión. Se precisa un tratamiento biológico en el que

se degrade esta materia. El tratamiento secundario se suele realizar en dos equipos independientes:

- Reactor biológico. Se trata del equipo con el funcionamiento más complejo de toda la instalación. En él se encuentran una serie de microorganismos que degradan la materia orgánica disuelta en el agua. Los microorganismos se encuentran en el licor de mezcla (contenido del reactor), de manera que cuando el influente entra al reactor degradan la materia orgánica, nitrógeno o fósforo que contiene el agua residual. De este equipo se tiene una corriente de salida pero hay dos de entrada, una del influente a depurar y la otra del fango recirculado del decantador secundario.
 - Decantador secundario. Del reactor biológico se tiene una corriente de entrada al decantador compuesta por fango y agua tratada. De igual modo que en el primario el influente pasa el tiempo suficiente en el equipo para que tenga lugar la decantación, obteniendo dos corrientes de salida la del agua depurada y la del fango. El agua pasará al tratamiento terciario siempre que sea necesario y el fango a la línea de fangos.
- Tratamiento terciario: Este tratamiento tal y como se ha mencionado anteriormente es opcional. El agua en la salida del decantador secundario ya cumple con los límites de vertido a cauce público establecidos en la legislación. En el caso que se desee emplear el agua depurada para usos específicos o en casos que se desee afinar algún parámetro de control se pueden aplicar estos tratamientos, que suelen ser de higienización por cloración o por, rayos UV, adsorción con carbón activo o filtración con membranas.

Una vez detallada la línea de aguas, no hay que olvidar la línea de fangos. Tal y como se ha mencionado anteriormente se obtiene fango tanto del decantador primario como del secundario.

- Fango del decantador primario. Directamente se lleva a un equipo de espesamiento, junto con el fango que proviene del decantador secundario o de forma separada en estaciones depuradoras de gran tamaño.
- Fango del decantador secundario. Tal y como se ha mencionado anteriormente, una parte del mismo se recircula al reactor biológico para poder mantener constante la concentración de sólidos en su interior. La parte restante, junto con el fango procedente del decantador secundario es llevado a un espesador o se concentra separadamente por flotación

Los procesos que tienen lugar en la línea de fangos se detallan a continuación:

- Espesado. El fango es llevado al espesado (que puede ser por gravedad o por flotación) para reducir su volumen (se llega a aumentar la concentración de sólidos un 3%, Tchobanoglous et al. 2003). Además, se almacena en este equipo para regular el caudal de entrada al digestor.
- Digestor. En este equipo se almacena el fango durante el periodo de tiempo necesario para que se produzca la estabilización del mismo. Para poder llevar los fangos a un gestor de residuos es de vital importancia que estén estabilizados. Los lodos se pueden estabilizar de tres formas por digestión anaeróbica o aeróbica, o compostaje si están deshidratados (Zhang, 2010; Pilli et al. 2015).
- Deshidratación. Una vez el fango ha sido estabilizado, se procede a su deshidratación para reducir el máximo porcentaje de agua en el mismo y abaratar así los costes de

gestión y transporte del mismo. Los equipos que se suelen emplear para la deshidratación son filtros de bandas o centrifugas. Estos equipos suponen el mayor coste energético del tratamiento de fangos.

En la Figura 1 se muestra un esquema de los procesos detallados anteriormente, que es el típico en depuradoras de más de 50.000 habitantes equivalentes.

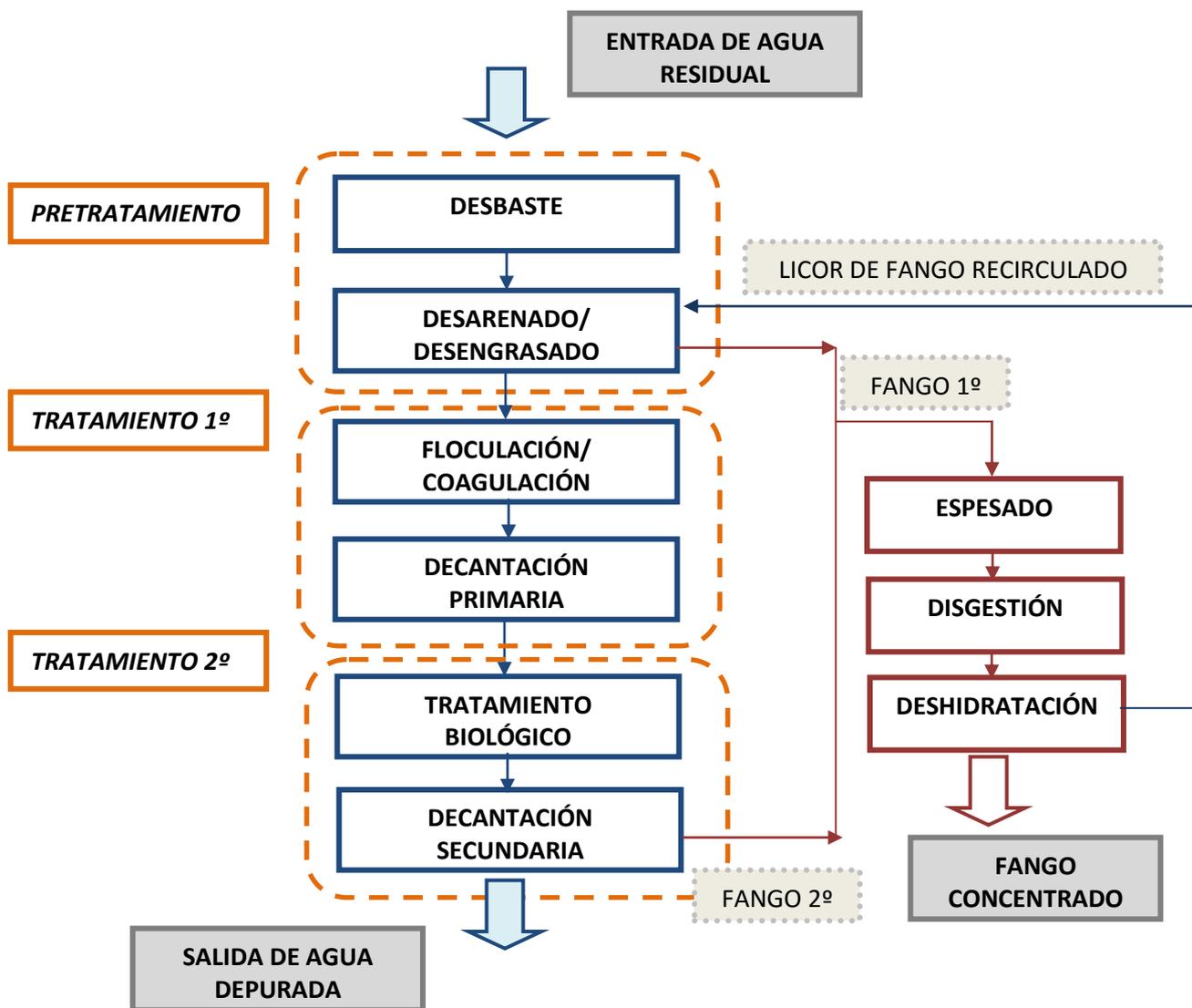


Figura 1: Tratamiento del agua residual en una EDAR convencional

3.2.1.1 Gestión del fango en depuradoras

Tal y como se ha mencionado anteriormente en la línea de fangos tienen lugar tres etapas: el espesamiento, la estabilización y la deshidratación. Para poder llevar los fangos a un gestor de residuos son de vital importancia estos procesos.

Una vez los fangos han sido estabilizados son considerados en la Resolución de 20 de enero de 2009, de la Secretaría de Estado de Cambio Climático del Boletín Oficial del Estado como residuos no peligrosos. De modo que los usos contemplados como destino final de los fangos producidos en EDAR's según el ministerio de agricultura, alimentación y medioambiente y el registro nacional de fangos son:

- Uso agrícola: Este destino prima sobre los demás con un 80% aproximadamente de los fangos generados, reduciendo de este modo el depósito en vertedero de los mismos. El uso de los fangos como aditivos para la tierra en agricultura, tiene múltiples ventajas dado que generalmente el fango es rico en nitrógeno y fósforo que junto con la materia orgánica son muy beneficiosos como sustrato para el suelo. Por otro lado hay opiniones contrarias dado que en algunos casos si no se controlan bien pueden contener metales pesados y contaminar los suelos. Tampoco se realizan controles de presencia de microorganismos patógenos ni de compuestos orgánicos persistentes. Actualmente algunos países europeos como Alemania han empezado a prohibir este uso para los mismos, y hay previstos en el futuro cambios de normativa haciéndola mucho más estricta para estos usos del fango. De todos modos, actualmente los fangos pueden tener este destino final siempre y cuando cumplan con el Real Decreto 1310/1990, de 29 de octubre, por el que se regula la utilización de los lodos de depuración en el sector agrario.
- Incineración: Este destino es el menos empleado, dado que únicamente se incineran aproximadamente un 4% de los lodos generados en España. Aunque socialmente es un método de eliminación de residuos poco aceptado, está recogido dentro de la guía de las mejores técnicas disponibles y permite reducir hasta un 90% el volumen inicial.
- Vertedero: Aproximadamente el 8% de los lodos tienen el vertedero como destino final. Se trata del destino más inapropiado para la gestión de los fangos, dado que supone un colapso más temprano de los vertederos.

Cabe destacar que independientemente del destino final, se debe respetar siempre la Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.

3.2.2 Mecanismos para reducción de fangos

Dada la complicada y costosa gestión de los fangos como residuos, actualmente se están empezando a desarrollar mecanismos para reducir la producción de dichos fangos. Las investigaciones más recientes clasifican estos mecanismos en cuatro tipos principales:

- Desintegración con ozono, cloración o reacción foto-Fenton. Los tres tipos de desintegración tienen en común el mecanismo de oxidación química, si bien cambia el oxidante: ozono (M.A Dytezak et al. [2]), cloro (S.Saby et al.[3]) o reacción foto-Fenton (M. Tokumura et al.[4]). En estos procesos se pretende destruir las células microbianas. De esta manera aunque las células se multipliquen, al ser desintegradas el volumen de los fango se reduce.
- Depredación por oligoquetos. Como en el caso anterior este mecanismo no evita el crecimiento de los fangos, sino que es una medida activa de reducción. Es decir, en lugar de prevenir la producción de fangos una vez ya producidos estos reduce su volumen. Este mecanismo consiste en inocular una población de Oligoquetos, generalmente Aeolosomas [5] que se alimentan del fango secundario. Estos gusanos son grandes consumidores de biomasa [6].
- OSA (Oxidación/Sedimentación/Anaerobiosis). Este mecanismo, al contrario de los dos anteriores, es un mecanismo de prevención pasivo el cual evita la producción excesiva de fangos. El fundamento de este mecanismo consiste en que si los microorganismos se someten de forma cíclica a cambios de condiciones de trabajo de anaeróbicas a aeróbicas se reduce el crecimiento de los mismos. A. Khursheed et al. [7] estipularon que con este mecanismo se puede llegar a reducir la producción de fangos hasta un 51%.
- Desacopladores metabólicos. Como en el caso anterior se trata de un mecanismo pasivo para reducir la producción de fangos, dado que actúa desde el principio intentando minimizar el problema. Este mecanismo se basa en la introducción al reactor de una serie de reactivos químicos que actúan interfiriendo en el metabolismo de los mismos, llegando a producir el desacoplamiento metabólico de estos y reduciendo así su crecimiento. A continuación se explicarn brevemente algunos de ellos.

3.2.3 Desacopladores metabólicos

Actualmente se están desarrollando múltiples investigaciones en el campo de los desacopladores metabólicos. Como se indicaba anteriormente se trata de medidas de reducción pasivas o de prevención, por lo que si desde un principio se reduce el volumen de los fangos, el volumen de las instalaciones será menor y desde un principio se pueden ya abaratar costes. Dado el gran número de desacopladores metabólicos que actualmente se están investigando, se van a detallar los resultados obtenidos en un estudio de C.Aragón et al llevado a cabo en la universidad de Cantabria [8]. Los desacopladores metabólicos se pueden diferenciar en dos tipos, por un lado los metales pesados y por otro los desacopladores orgánicos.

Estos autores probaron con metales pesados porque debido a la presencia de los mismos los microorganismos consumen más energía para su protección. De esta manera la energía no la consumen para su propio crecimiento [9]. Los dos metales estudiados fueron:

- **Cu:** En los estudios realizados por C.Aragón et al. se observó cómo la adición de cobre no interfería en la producción de fangos, además se observó que con la adición del mismo la eficiencia de depuración de la materia orgánica del agua disminuía. De modo que se puede afirmar que el cobre no es un buen metal para usar como desacoplador metabólico.
- **Zn:** A diferencia del cobre, con el Zinc sí se obtuvieron buenos resultados. Se observó cómo con la adición de zinc se reducía la producción de fangos alrededor de un 30%. En cuanto a la calidad del efluente se observó que se obtenían calidades similares con la adición del zinc y sin la misma.

Por otro lado estos autores probaron también dos desacopladores orgánicos y observaron su comportamiento:

- **DNP (Dinitrofenol):** Para este tipo de desacoplador metabólico, C. Aragón et al. no obtuvieron resultados concluyentes de reducción de fangos, llegando incluso a obtener mayores consumos de oxígeno tras la adición de este reactivo. Por el contrario existen múltiples autores F.X Ye, D.S Shen et al. que corroboran el buen funcionamiento de este reactivos como desacoplador metabólico.
- **TCS (3,3',4',5 Tetraclorosalicilanilida):** De manera contraria al DNP, C. Aragón et al. obtuvieron resultados concluyentes para el TCS, llegando a observar una reducción del 30% de la producción de fangos dosificando únicamente 0,8 ppm de reactivo.

A continuación, en la Tabla 1 se muestran los rendimientos de depuración y de reducción de producción de fango para otros desacopladores metabólicos:

*Tabla 1: Resumen de las principales características de otros desacopladores metabólicos ya estudiados.
Fte:Elaboración propia*

Desacoplador metabólico (20 ppm)	Reducción del fango	Eficacia en la eliminación de DQO	Referencia
pCP (p-Clorofenol)	58.2%	75%	Fang et al. (2015)
oCP (o-Clorofenol)	59.8%	73%	Fang et al. (2015)
oNP (o-Nitrofenol)	80,8%	68%	Fang et al. (2015)

A la vista de la bibliografía consultada y dado que el TCS (3,3',4',5 Tetraclorosalicilanilida) no presenta problemas medioambientales de otros desacopladores arriba presentados, y que

hay poca información sobre los efectos de este desacoplador metabólico, se ha decidido seleccionar éste en la parte experimental del presente Trabajo Final de Máster

3.3 Fundamentos biológicos

La eliminación de la materia orgánica presente en el agua residual, así como la coagulación de los sólidos coloidales no sedimentables se obtiene biológicamente a través de la intervención de una gran variedad de microorganismos. Éstos son los responsables de convertir la materia orgánica carbonosa en diferentes gases y tejido celular. Este tejido celular tiene un peso específico ligeramente superior al del agua, por lo que hace sencilla la separación de fases por decantación. Destacar, que para que se produzca la depuración del agua residual se debe realizar esta separación por decantación. En caso contrario únicamente se habría convertido la materia orgánica en tejido celular, pero seguiría presente en el agua.

3.3.1 Tipos de microorganismos

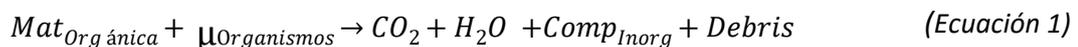
La materia orgánica y el dióxido de carbono son las principales fuentes de energía y carbono celular para los microorganismos. Los microorganismos que emplean la materia orgánica como fuente de energía son los heterótrofos y los que necesitan del dióxido de carbono son los denominados autótrofos. Aunque es de vital importancia la coexistencia de estos dos tipos de microorganismos en el licor de mezcla, los que llevan a cabo la degradación de la materia orgánica son los heterótrofos. A continuación se mencionan algunos de los principales tipos de microorganismos en el tratamiento de aguas residuales:

- **Bacterias:** Éstas constituyen aproximadamente el 95% de la biomasa del licor de mezcla. Existen tanto autótrofas como heterótrofas y participan en muchos de los procesos de depuración de aguas residuales. El más destacado es en la degradación de la materia orgánica en condiciones aerobias. Aunque también participan en la degradación de la materia orgánica anaeróticamente, nitrificación, desnitrificación y asimilación de fósforo.
- **Protozoos:** La mayoría de estos son aerobios, aunque existen algunos anaerobios. Son también microorganismos heterótrofos y, degradan la materia orgánica del agua residual aunque rara vez compiten con las bacterias por el sustrato. Componen prácticamente el 5% de la biomasa. Estos ayudan a la floculación de la biomasa, aunque el papel importante lo juegan eliminando los coloides y los microorganismos patógenos contribuyendo a la clarificación del efluente.
- **Rotíferos:** Son aerobios y heterótrofos. Su papel en la depuración de aguas consiste en la eliminación de bacterias dispersas y floculadas. La presencia de estos en los efluentes indican procesos de depuración biológica muy eficientes
- **Hongos:** La gran mayoría son aerobios estrictos y hay que tener especial cuidado con la proliferación de los mismos dado que pueden producir fangos con mala sedimentación. Toleran rangos de pH bastante bajos, y en sistemas de lecho fijo constituyen una parte importante de la biomasa.
- **Algas:** Prácticamente no están presentes en el licor de mezcla. Son protistas unicelulares o multicelulares, fotosintéticas y autótrofas. Actualmente se están llevando a cabo muchas líneas de investigación para intentar sustituir los reactores biológicos por los de microalgas.

3.3.2 Accion de los microorganismos en el agua residual

Tal y como se mencionaba anteriormente, los microorganismos encargados de degradar la materia orgánica son los heterótrofos. Éstos pueden actuar bien en condiciones aerobias y anaerobias (en presencia y ausencia de oxígeno), o bien en condiciones anóxicas en presencia de nitratos.

En condiciones anóxicas y aerobias una vez los microorganismos han incorporado la materia orgánica a su interior, la pueden tratar de dos formas. Por un lado la descomponen en CO_2 , agua y una serie de compuestos inorgánicos, aprovechando la energía desprendida en esta transformación para el resto de sus funciones celulares. Toda esta transformación recibe el nombre de catabolismo. Por otro lado tiene lugar el anabolismo, donde parte de la materia orgánica presente en el agua e incorporada al microorganismo es empleada junto con otros nutrientes y la energía producida en el catabolismo; convirtiéndose en nuevo tejido celular de los microorganismos. Pero queda parte de materia orgánica que no se emplea en ninguno de estos dos procesos, por no poder degradarse o hacerlo de manera muy lenta. Esta materia orgánica, que queda como residuo orgánico inerte, recibe el nombre de *debris*. De modo que resultaría:



En condiciones anaerobias la asimilación de la materia orgánica tiene lugar principalmente en dos etapas. Por un lado las bacterias acidogénicas descomponen la materia orgánica en moléculas más simples, que posteriormente serán convertidas en metano por las bacterias metanogénicas.

3.3.3 Metabolismo de los microorganismos

De acuerdo con lo anteriormente expuesto, a nivel celular en los microorganismos tienen lugar dos tipos de reacciones:

- **Anabolismo:** Se trata de las reacciones involucradas en la formación de moléculas complejas a partir de moléculas simples, es decir el crecimiento celular.
- **Catabolismo:** Se trata de la destrucción de moléculas complejas en moléculas más simples, libereando energía.

Es el conjunto de estos dos tipos de reacciones lo que forma el metabolismo de los microorganismos.

El crecimiento de éstos sigue una curva de crecimiento típica mostrada en la Figura 2:

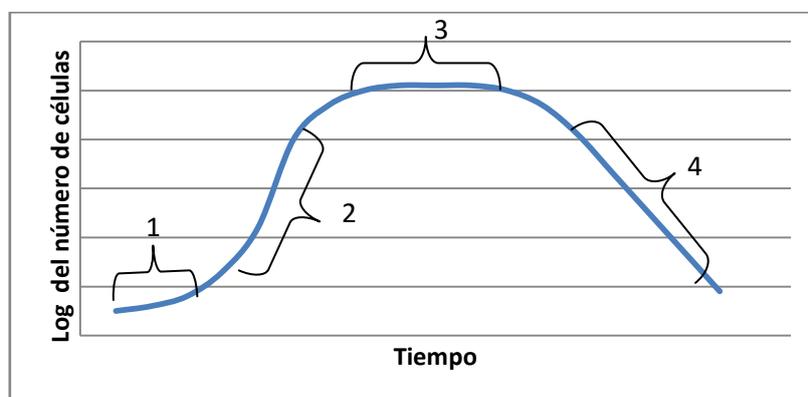


Figura 2: Curva que modeliza el crecimiento de los microorganismos.[10]

En la Figura 2 se encuentran diferenciadas cuatro zonas:

- 1. Fase de retardo: Se observa cómo el número de células prácticamente no varía, lo que es debido a la aclimatación de las mismas a las nuevas condiciones de operación, temperatura, sustrato...
- 2. Fase de crecimiento exponencial: Una vez se han aclimatado los microorganismos éstos se dividen a una velocidad según el tiempo de generación y capacidad de procesar el sustrato. Esta fase de crecimiento viene determinada por la ecuación de Monod.
- 3. Fase estacionaria: Se trata de una fase en la que no existe la reproducción de las mismas, debido fundamentalmente a que se ha agotado el sustrato o bien la reproducción de las nuevas compensa la muerte de las anteriores.
- 4. Fase de muerte: Tal y como se observa en el gráfico el número de microorganismo disminuye, dado que mueren más células de las que se forman.

El crecimiento microbiano viene modelado por la ecuación de Monod que se plantea a continuación:

$$\mu = \mu_m \frac{[S]}{K_S + [S]} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Donde:

- μ : Es la tasa de crecimiento específico, expresada en hr^{-1} .
- μ_m : Es la tasa de crecimiento máxima, expresada también en hr^{-1} .
- $[S]$: Concentración del sustrato presente en el medio, expresada en g/l .
- K_S : Se trata de la concentración del sustrato en el momento justo que la tasa de crecimiento máximo vale la mitad. Este valor es un valor constante en función del medio de cultivo y se expresa en g/l .

Esta ecuación representaría el crecimiento de un medio en el que todas las células tengan la misma edad, pero en los reactores biológicos no es así. Al tratarse de medios de gran tamaño, entran en juego una gran cantidad de variables (como la muerte y la predación) teniendo colonias de microorganismos con amplias distribuciones de edad. Por ello la expresión de crecimiento se corrige suponiendo siempre que la disminución de la masa celular es proporcional a la concentración de microorganismos presentes. Esta corrección se identifica como coeficiente de descomposición endógena (K_d), expresado en hr^{-1} (Ecuación 3).

$$\mu = \mu_m \frac{[S]}{K_S + [S]} - K_d \quad (\text{Ecuación 3})$$

Teniendo en cuenta la concentración de células presentes en el medio (X (g/l)) se obtiene la (Ecuación 4, que describe la tasa de crecimiento neta de los microorganismos r'_g , expresada en ($\text{g/l}\cdot\text{h}$)).

$$r'_g = \mu_m \frac{[S] \cdot X}{K_S + [S]} - K_d \cdot X \quad (\text{Ecuación 4})$$

En el momento que la descomposición endógena es superior al primer término, se entra en la fase endógena del sistema, es decir cuando hay más fase de muerte que de crecimiento y se pierden por tanto los microorganismos.

3.3.3.1 Subproductos del metabolismo microbiano.

Tal y como se comentaba al inicio de este apartado, el metabolismo de los microorganismos se basa en dos tipos de reacciones, el anabolismo y catabolismo. Los microorganismos aprovechan la energía liberada de la reacción exotérmica del catabolismo para realizar el anabolismo, estando de este modo acopladas ambas reacciones dando lugar al denominado metabolismo microbiano.

Es en esta actividad metabólica en la que aparecen dos subproductos [11,12], que se van a estudiar a lo largo del presente trabajo final de máster.

- **EPS:** Productos Extracelulares Solubles, se tratan de una mezcla de polímeros de alto peso molecular que forman una matriz tridimensional envolviendo las células bacterianas y los protege contra el estrés ambiental y la toxicidad [13, 14,15,16]. De modo que estos se asocian al estrés sufren los microorganismos.
- **SMP:** Productos Microbianos Solubles, son los productos de hidrólisis de los EPS. Duncan J. Barker et al. los definen como el conjunto de compuestos orgánicos que se liberan en la disolución como resultado del metabolismo del sustrato (fundamentalmente con crecimiento de la biomasa).

3.3.4 Consumo de oxígeno de los microorganismos

Los microorganismos necesitan oxígeno para llevar a cabo dos acciones: por un lado para la respiración endógena (oxidación del propio material celular) y por otro para la obtención de energía a partir del sustrato externo.

- **Respiración endógena:** los microorganismos aerobios necesitan oxígeno para poder sobrevivir. De modo que en función de la edad de estos microorganismos y de la concentración de materia orgánica a asimilar, se establecerá la cantidad de oxígeno necesario para ellos.
- **Degradación del sustrato:** Para la degradación del sustrato también se establece una tasa de consumo en función de la edad del fango y la cantidad de este a oxidar.

Estos consumos se establecen en la Tabla 2.

:

Tabla 2: Necesidad de O₂ (gO₂/gDBO_{5f}).Fte "Tratamiento de Aguas residuales" Pridesa

Edad del Fangos	Eliminación de Sustrato	Respiración Endógena
1	0,51	0,11
2	0,52	0,20
3	0,53	0,26
4	0,54	0,32
5	0,55	0,36
6	0,56	0,40
7	0,57	0,43
8	0,58	0,46
9	0,59	0,48
10	0,60	0,50
12	0,62	0,53
14	0,62	0,56
16	0,62	0,58
18	0,62	0,60

Aunque en este trabajo no se va a realizar nitrificación y desnitrificación del nitrógeno orgánico, los microorganismos también precisan de oxígeno para realizar esta operación en las estaciones de depuración.

3.3.4.1 SOUR y OUR

Los parámetros empleados para medir la cantidad de oxígeno consumido por los microorganismos son el OUR y el SOUR.

El OUR (*Oxygen Uptake Rate*) hace referencia al ratio de consumo de oxígeno medido en mol O₂/ m³s. De modo que realizando un balance al oxígeno en el sistema se obtiene su valor:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = -OUR \quad (\text{Ecuación 5})$$

Dicho ratio de mide suministrando una cantidad de oxígeno determinada en un sistema cerrado con el licor de mezcla caracterizado y observando el tiempo que tarda este oxígeno en desaparecer.

Pero este parámetro no es del todo fiable dado que en función de la cantidad de microorganismos presentes en el licor de mezcla se tendrá un ratio u otro. Por ello se calculará de forma específica, dividiendo el valor del OUR entre la concentración de microorganismos presentes en el licor de mezcla, dando lugar al SOUR (*Standard Oxygen Uptake Rate*).

3.4 SBR

3.4.1 Concepto

Los reactores SBR's (Sequencing Batch Reactor) son reactores secuenciales que funcionan por etapas, de manera que en un mismo equipo pueden tener lugar diferentes operaciones; de modo que al tener un único tanque para realizar diferentes operaciones se está reduciendo de forma sustancial la inversión inicial.

En los reactores SBR tienen lugar las siguientes etapas, esquematizadas en la Figura 3:

- **Llenado:** Esta etapa puede producirse con los aireadores encendidos o apagados, indistintamente, puesto que la dosificación de aire en esta corta etapa no tendrá relevancia para el rendimiento total de depuración del reactor. Por otro lado será muy importante que los agitadores estén en marcha, garantizando una correcta homogeneización de la mezcla.
- **Reacción:** En esta etapa tiene lugar la degradación de materia orgánica. Para que esta degradación tenga lugar es de vital importancia que los microorganismos presentes en el reactor dispongan de oxígeno suficiente para degradar la materia orgánica. Por tanto, el reactor ha de disponer de equipos de aireación y agitación, para mantener las concentraciones de oxígeno y sólidos en suspensión homogéneas en su interior.
- **Sedimentación:** Una vez el influente ha sido depurado en la etapa de reacción, se deberá separar del licor de mezcla. Para ello se dispone de una etapa de sedimentación. En esta etapa se pararán los aireadores y agitadores, de modo que por diferencias de densidad el fango se depositará en el fondo y el efluente ya depurado quedará como sobrenadante en el reactor.
- **Vaciado:** Producida la separación física del fango y el efluente en la sedimentación, se producirá el vaciado del agua ya depurada, quedando en el reactor el licor de mezcla decantado. En esta etapa para evitar el mezclado entre el efluente y el fango los aireadores y agitadores estarán apagados.
- **Espera o reposo:** Normalmente se establece esta etapa entre el llenado y vaciado para asegurar que ambas etapas no se solapen.

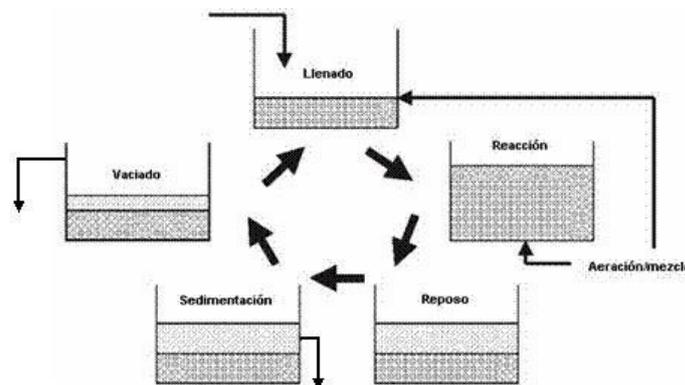


Figura 3: Etapas SBR[17]

3.4.2. Comparación con el proceso convencional

Las etapas de reacción y de sedimentación son imprescindibles en la depuración de aguas, pero tradicionalmente se han llevado a cabo en equipos diferentes, habiendo un reactor y un sedimentador en las instalaciones de depuración de agua.

En la Tabla 3 se muestran las ventajas e inconvenientes de los SBR frente al proceso convencional de depuración:

Tabla 3: Ventajas e inconvenientes frente al tratamiento convencional

SBR	Tratamiento convencional
Menor coste de inversión	Mayor coste de inversión
Buen comportamiento ante fluctuaciones de caudal	Diseñado para caudales de influente constantes
Menor espacio de instalaciones	Mayor espacio de instalaciones
Mejores rendimientos de depuración del influente	Menores rendimientos de depuración del influente
Mayor control de los parámetros de operación	Menor control de los parámetros de operación
Mejor sedimentabilidad del fango	Peor sedimentabilidad del fango
Mayor eficiencia frente a variaciones de condiciones climatológicas	Menor eficiencia frente a variaciones de condiciones climatológicas
No necesita recirculación externa al mantener la carga de sólidos	Necesita de recirculación externa para mantener constante la carga de sólidos
Requieren una mayor capacidad técnica del personal	Requieren personal menos cualificado
Elevados picos de demanda energética	Demanda energética constante
Importante el dimensionamiento inicial de la instalación	Posible lavado de reactor ante elevados picos de caudal

Como se ha mencionado anteriormente, el uso de un SBR permite reducir el número de equipos en la estación depuradora de aguas residuales, por lo que el coste de inversión será menor en estas instalaciones y tendrán una menor demanda de espacio, siendo por tanto más compactas que las tradicionales.

En la Tabla 3, se hace mención a que los reactores SBR tienen mejores comportamientos a fluctuaciones de caudal. Esto es así siempre que dispongan de un pozo de bombeo o tanque de homogenización donde almacenar el agua que no se puede tratar. Otra opción es disponer de dos o más reactores en paralelo, de modo que mientras que uno está llenando el otro está operando. De este modo se pueden controlar las variaciones de caudal y en el caso que fuera necesario reducir los tiempos de operación para incrementar el caudal a tratar. Sin embargo, los reactores convencionales están diseñados para un determinado caudal. Sobre pasado éste puede llegar a producirse un lavado del reactor, es decir quedarse éste sin microorganismos.

En cuanto al mayor rendimiento de operación, tanto en sedimentabilidad como en depuración del agua, esto debido a que trabajar con SBR's permite tener más controlados los parámetros de operación. Los tiempos de los ciclos pueden variar en función de la carga orgánica de entrada permitiendo llegar a mayores rendimientos de depuración. En cuanto a la sedimentabilidad, con los SBR's se puede controlar más fácilmente el crecimiento de las bacterias filamentosas que influyen en la sedimentabilidad del fango. Además, el sedimentador tiene una mayor área de decantación, incrementando de este modo su rendimiento de operación, produciéndose una sedimentación estática en lugar de dinámica.

Energéticamente hablando, los SBR's tienen picos de consumo de energía dado que en la fase de sedimentación carecen de consumo energético alguno, y en la fase de aireación o reacción se produce un importante consumo energético. Por otro lado, al producirse la sedimentación en el propio reactor, el fango no sale del mismo por lo que el coste de bombeo de la recirculación externa del tratamiento convencional para reintroducir los microorganismos en el reactor es nulo. De manera contraria el tratamiento convencional no dispone de picos de demanda energética sino de una demanda constante.

3.4.3 Aplicaciones

Dadas las ventajas e inconvenientes descritos anteriormente, principalmente se puede deducir que este tipo de reactores es ideal para el tratamiento de caudales reducidos, y efluentes con características concretas.

No obstante esto no se debe generalizar, dado que en ocasiones, aunque se disponga de elevados caudales a depurar, si se requiere un alto rendimiento de depuración, es recomendable su uso.

Por otro lado, en ocasiones no se dispone del espacio suficiente para instalar una estación depuradora de aguas convencional, por lo que instalar un SRB es una buena alternativa.

A continuación se muestran unos ejemplos de las principales aplicaciones de estos reactores:

- Depuradoras de poblaciones de núcleos urbanos reducidos.
- Depuradoras industriales de aguas provenientes de la industria cárnica, de curtidos, papelera, vitícolas o química.
- Depuradoras con alto nivel de exigencia de depuración.

4. ESTADO DEL ARTE

Los primeros estudios llevados a cabo con TCS se realizaron en el 2000 y fueron llevados a cabo por G-H. Chen et al [18]. Éstos únicamente probaron el efecto del TCS en una colonia de bacterias *Escherichia Coli* en diferentes condiciones de operación. Por un lado suministraron TCS a una concentración de 0,8ppm en reactores secuenciados (SBR) observando un 40% de reducción del crecimiento celular. Por otro lado suministraron también TCS a concentración 0,8 ppm en un reactor biológico continuo, observando una reducción del 69% del crecimiento. En ambos casos se comprobó mediante fluorescencias que el TCS no alteraba la viabilidad de las células.

En el 2002, G-H.Chen et al [19]. Desarrollaron nuevos estudios acerca del TCS, en esta ocasión llevaron a cabo estudios de la influencia del TCS en colonias de bacterias típicas del fango de depuradoras, es decir sin ser puramente de *E.Coli*. Realizaron ensayos a diferentes concentraciones de TCS, para determinar la concentración óptima de dosificación de dicho reactivo, dichos estudios fijaron el umbral de activación del reactivo en 0,4ppm, obteniendo resultados de reducción del fango a partir de ésta concentración. En estas experiencias concluyeron también que al reducir el crecimiento de los microorganismos, se mejoraba la actividad de las células, operando a 1ppm de concentración se llegó a incrementar la actividad celular un 42%.

Es en 2010, cuando Fenxia Ye et al [20], proponen la combinación del proceso OSA (Consiste en hacer pasar el fango de recirculación por un reactor anaerobio) con la adición del TCS con el fin de reducir la producción de fangos. Dichos autores hicieron pruebas a diferentes concentraciones de TCS. Establecieron que con tiempos de retención hidráulicos de 6,75hr, se obtenían reducciones en la producción de fango de entre un 21% y 56% en función de la concentración dosificada. Dichos estudios determinaron también que a bajas dosificaciones de TCS, se conseguía disminuir la densidad de población de microorganismos, pero a elevadas concentraciones, se obtenían una muerte de los mismos.

En el 2013 Xiao-Chin Feng et al [21]. Proponen una nueva combinación de TCS y TCP (2,4,6-trichlorophenol) para reducir la cantidad de fangos generada en el proceso biológico. Realizaron estudios de metodología de superficie de respuesta para determinar la dosis óptima de dosificación de cada reactivo. En ellos concluyeron que la combinación óptima era 0,8 ppm de TCS y 2,8 ppm de TCP. Tras 60 días de ensayo se obtuvieron reducciones del crecimiento del fango de hasta el 52% sin apenas alterar la calidad del agua depurada.

En cuanto a los estudios más recientes, en 2014 Xiao-Chin Feng et al [22], realizaron una serie de ensayos para averiguar las posibles causas de la reducción del fango tras la adición del TCS. Para ello se dispuso de dos reactores SBR operando en ciclos de 8 horas, uno con 1ppm de TCS y otro sin presencia del reactivo. Se observó como efectivamente se producía una reducción de fango entre el 33,14% y un 39,19%, demostrando por tanto la producción del desacoplamiento metabólico. Por otro lado observó por métodos de fluorescencia que al adicionar TCS se producían más sustancias poliméricas extracelulares, dicha producción los autores la han asociado al consumo adicional de energía para resistir al TCS. Por último concluyeron que no se producía lisis celular.

5. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Para realizar los ensayos experimentales y estudiar si el desacoplador metabólico funciona, se plantea llevar a cabo un ensayo donde se operen dos reactores tipo SBR en paralelo. Ambos estarán trabajando bajo los mismos parámetros de operación pero uno con reactivo y el otro en ausencia del mismo. De modo que se podrá observar el efecto del reactivo en el sistema.

5.1 Parámetros de operación

Los parámetros principales de operación fijados para el ensayo experimental se detallan a continuación:

- Carga másica (C_M): Se decide fijar en $0,35 \text{ mg}_{\text{DQO}}/\text{mg}_{\text{SSLM}}$. La carga másica indica la cantidad de materia orgánica a eliminar por masa de microorganismos en el licor de mezcla. Se decide fijar este valor, considerado una carga másica elevada [23] para favorecer el crecimiento de los microorganismos, de manera que al tener mucho sustrato su crecimiento se vea favorecido.
- Sólidos en Suspensión en el licor de mezcla (SSLM): Se deciden fijar en 3000ppm. Se fijan en este valor, por ser el valor típico en los reactores biológicos de depuración de aguas residuales.
- Ciclos de depuración de diarios: Tal y como se ha indicado anteriormente los reactores secuenciales trabajan a ciclos. Se decide fijar 3 ciclos diarios, por ser un valor típico en la operación a escala industrial de estos reactores.
- Volumen de reacción: Se trata del volumen de total del licor de mezcla tras el llenado del reactor. Se fija en 6L para mantener el tiempo retención hidráulico en 1 día, considerando que el volumen de llenado en cada ciclo es de 2 L.
- Concentración de oxígeno disuelto: Se trata del oxígeno disuelto en la etapa de reacción del reactor, se fija en 2ppm. Se fija este valor por ser un valor típico en los reactores biológicos de depuración.
- Concentración TCS: Se decide suministrar 1ppm al R1 para observar cómo afecta al crecimiento del fango. Se elige esta concentración por ser la óptima en la bibliografía consultada.

Fijados estos parámetros de reacción se inició la experiencia. Destacar que previo a la adición del TCS, se tuvieron los reactores en una fase de aclimatación al agua sintética de alimentación, para partir de las mismas condiciones iniciales y poder comparar los resultados entre ambos corroborando el efecto del desacoplador.

6. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

El trabajo de laboratorio se ha llevado a cabo en una planta piloto con dos reactores. En ellos, como se ha mencionado anteriormente se ha dosificado el TCS dejando el otro como blanco.

6.1 Descripción y funcionamiento de la planta de laboratorio.

En primer lugar, en la Ilustración 1 se muestra la planta piloto del laboratorio:



Ilustración 1: Montaje experimental

Ambos reactores cuentan con un tanque de alimentación, en el que se encuentra el agua sintética de alimento. Una válvula da paso al influente a la bomba de llenado. Las bombas de llenado, vaciado y agitadores de ambos reactores están conectadas a un autómata, para que los ciclos estén perfectamente sincronizados. La bomba de llenado impulsa al alimento al reactor. Una vez acaba la etapa de espera o reposo, los agitadores y las bombas de llenado se ponen en marcha, hasta que el volumen del reactor vuelve a ser 6 litros. En la fase de reacción se mantendrán encendidos los agitadores y se encenderán los aireadores. Una vez finalizada la fase de reacción, se paran los agitadores y aireadores y así comienza a sedimentar el fango. Finalizado el periodo de sedimentación se ponen en marcha las bombas de vaciado, de modo que impulsan al sobrenadante al tanque de salida. En la Tabla 4 se muestran las etapas de ambos SBR's con los tiempos de duración de cada una de ellas.

Tabla 4: Distribución de tiempos en los SBR's

	Tiempo de la etapa	Ciclo 1		Ciclo 2		Ciclo 3	
		Hora de inicio	Hora final	Hora de inicio	Hora final	Hora de inicio	Hora final
Llenado	21 min	2:30	2:51	10:30	10:51	18:30	18:51
Reacción	6 horas	2:51	8:51	10:51	16:51	18:51	0:51
Sedimentación	85 min	8:51	10:16	16:51	18:16	0:51	2:16
Vaciado	11 min	10:16	10:27	18:16	18:27	2:16	2:27
Espera	3 min	10:27	10:30	18:27	18:30	2:27	2:30

Dichos tiempos se han introducido en el autómata de manera que estando todos los equipos conectados, automáticamente se ponían en marcha los que correspondía en cada etapa, ejecutándose los tres ciclos diarios.

Dado el volumen del caudal a trasegar en el llenado y vaciado del reactor, se decidió trabajar con bombas peristálticas, que son las más exactas y sencillas de operar para caudales pequeños. La potencia de trabajo de estas se ha determinado a partir de las curvas de la bomba proporcionadas por el fabricante, adjuntas en el Anexo III. La potencia de operación para las bombas de llenado de 16,72% y para las bombas de vaciado del 26,78%.

En la etapa de reacción se ha trabajado con aireadores y agitadores. Los agitadores empleados han sido de la marca Stierer y, se ha trabajado con una agitación de 100 rpm. En referencia a los aireadores, se ha operado con aireadores de pecera debido a las dimensiones del reactor. Se ha intentado mantener el suministro de aire adecuado para mantener una concentración de 2ppm de oxígeno disuelto en el agua. Para medir esta concentración se ha empleado un oxímetro y partiendo de sus medidas se ha ido ajustando el caudal de aireación.

El tanque empleado como reactor es de metacrilato transparente, con válvulas de mariposa de entrada, de salida y toma de muestras incorporadas. El tanque es cilíndrico para evitar posibles esquinas con volúmenes muertos. Además poseía una tapa con orificios para introducir las mangueras de los aireadores y el agitador, impidiendo además el contacto del licor de mezcla con el exterior.

Los tanques de alimento y de recogida del efluente deben de ser bidones de 25L para tener suficiente capacidad para suministrar el alimento y la recogida del efluente los fines de semana. El tanque de alimento debe estar aprovisionado de una válvula todo/ nada en la parte inferior del depósito, para poder realizar el mantenimiento de la planta, y poderlo aislar en ciertos momentos del reactor.

Las conexiones realizadas entre los depósitos y los reactores se han realizado con mangueras elásticas de 1 cm de diámetro. Dichas mangueras se limpiaban cada dos semanas, para retirar los restos de alimento que quedaba adherido a las paredes (La peptona tiene tendencia a adherirse). Las válvulas para las conexiones deben de ser válvulas de mariposa. También se ha dispuesto de unas piezas de unión de plástico para alargar las mangueras en el caso de que fueran demasiado cortas.

6.1.1. Puesta en marcha de los reactores

Teniendo en cuenta la potencia de operación de las bombas de llenado y vaciado y programado el autómatas, se llenó el depósito de alimento de agua de red y se introdujeron 4 litros de agua de red al reactor de modo que se inició el ciclo en la fase de llenado. Se tuvo en operación el reactor durante dos días con agua de red para observar el comportamiento de los equipos y comprobar que funcionaban en la fase que correspondía y durante el tiempo programado.

Comprobado el correcto funcionamiento y sincronización de los equipos, se paró la planta y se vació del agua. Se introdujo el agua de alimentación sintética en los depósitos de alimentación y se introdujo el fango de siembra en los reactores.

Se partió del fango de siembra del fango de purga de una EDAR cercana a la UPV, que tenía 4000ppm de SSLM, de modo que como se establecen 3000ppm de SSLM como parámetro de operación, se introdujeron 4,5L de fango de siembra, completando hasta el volumen de reacción (6 L) con agua de red.

El primer ciclo se inició con la etapa de reacción, prestando especial atención a dejar todas la válvula del sistema abiertas y todos los equipos conectados a la red.

6.1.2 Preparación del agua de alimento

Dado que como se decidió establecer la carga másica del reactor en $0,35 \text{ mg}_{\text{DQO}}/\text{mg}_{\text{SSLM}}$ y los sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM) en 3000 ppm, la DQO que se deberá introducir en el alimento vendrá dada por la propia definición de la carga másica:

$$C_M = \frac{[DQO]}{[SS_{LM}]} \quad (\text{Ecuación 6})$$

Por lo que de la (Ecuación 6 se obtiene:

$$0,35 = \frac{[DQO]}{3000} \quad [DQO] = 0,35 \cdot 3000 = 1050 \text{ ppm}$$

La DQO se aporta al agua de alimento en forma de extracto de carne y peptona. De experiencias anteriores en el laboratorio, es conocida la aproximación que 45 mg/l de peptona y 45 mg/l de extracto de carne aportan 100 ppm de DQO aproximadamente. Además, es conocido que en estos 100 ppm de DQO se guarda la relación de 5 ppm de N.

De este modo, habrá que calcular la cantidad de fósforo a aportar por el K_2HPO_4 para que los microorganismos tengan una relación de nutrientes equilibrada. Para que se cumpla esta condición se debe guardar la relación de 100 DQO/ 5 N / 1 P. De la relación estipulada anteriormente, se tiene que:

$$\text{ppm}_{\text{Pfr}} = \frac{1050 \text{ ppm}_{\text{DQOfr}} \cdot 1 \text{ ppm}_{\text{Pft}}}{100 \text{ ppm}_{\text{DQOft}}} = 10,5 \text{ ppm}_P$$

Pero cabe destacar que el fósforo se añade en forma de K_2HPO_4 , por lo que habrá que calcular la cantidad de K_2HPO_4 a añadir, dado que los ppm calculados son de P y no de K_2HPO_4 .

En primer lugar se calculan los moles de fosforo que equivalen los 10,5 ppm:

$$10,5 \text{ mg} \cdot \frac{1 \text{ mol}}{31 \text{ g}} = 3,387 \cdot 10^{-4} \text{ mol}$$

Por estequiometria se establece que:

$$\frac{1 \text{ mol}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}}{1 \text{ mol}_p} \cdot 3,387 \cdot 10^{-4} \text{ mol}_p = 3,387 \cdot 10^{-4} \text{ mol}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}$$

Con la masa molecular del K_2HPO_4 se tiene que:

$$3,387 \cdot 10^{-4} \text{ mol}_{\text{K}_2\text{HPO}_4} \cdot \frac{174,15 \text{ g}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}}{1 \text{ mol}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}} = 0,05898 \text{ g}_{\text{K}_2\text{HPO}_4} = 58,98 \text{ mg}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}$$

De modo que se establece que para preparar la disolución de alimento, se tendrán que pesar las cantidades mostradas en la Tabla 5:

Tabla 5: Cantidades de reactivos agua sintética

Peptona	0,4725 g/l
Extracto de carne	0,4725 g/l
K_2HPO_4	0,05898 g/l

La cantidad de agua de alimento se preparará en función de la demanda, los viernes por ser el inicio del fin de semana se prepararán 25 litros.

En la Ilustración 2 se muestra una imagen de la cantidad de reactivos pesados, que forman el agua de alimento.



Ilustración 2: Composición del agua sintética de alimento

La metodología a seguir para preparar el agua sintética es muy sencilla y se muestra en el diagrama de bloques de la Figura 4:

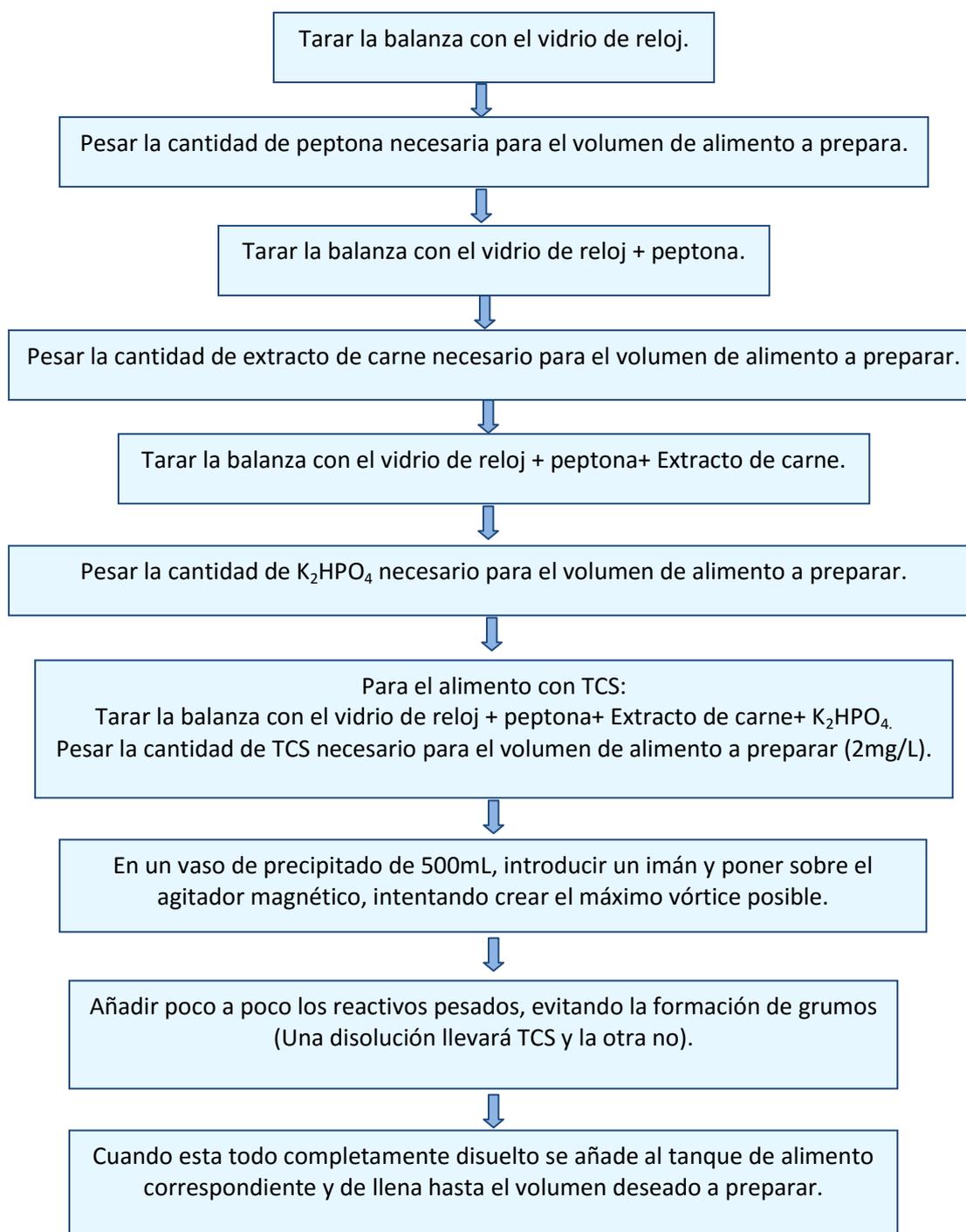


Figura 4: Metodología experimental preparación del agua sintética

6.1.3 Operación del SBR

En referencia a la metodología experimental asociada a la operación del reactor se podrían englobar las operaciones de mantenimiento del reactor. Además de suministrar el agua de alimento los reactores necesitan de otras operaciones de mantenimiento como son la purga y la limpieza.

El procedimiento experimental seguido para la realización de las purgas del fango se detalla a continuación:

- En primer lugar se deben determinar la cantidad de SSLM presentes en el reactor. Dicho procedimiento se detalla en el capítulo (6.3.1).
- Determinados los sólidos presentes en el reactor, con la siguiente expresión se obtendrá la cantidad a purgar:

$$V_{Purga} = 1 - \frac{3000}{[SSLM]} \cdot 6 \quad (\text{Ecuación 7})$$

Donde:

- V_{Purga} : Hace referencia al volumen de fango a purgar, expresado en L.
 - 3000: Son los sólidos que se desean mantener en el reactor, expresados en ppm.
 - 6: Se trata del volumen del reactor, expresado en L.
 - $[SSLM]$: Hace referencia a la cantidad de sólidos suspendidos en el licor de mezcla presentes en el reactor, expresados en ppm.
- Extracción del volumen a purgar. Calculado el volumen a extraer, con un vaso de precipitado graduado se abrirá la válvula toma muestras, y se recogerá en dicho vaso la cantidad de fango a purgar.
 - Limpieza del material empleado. El material de laboratorio será limpiado con agua y jabón y aclarando con agua de red, realizando un segundo enjuague con agua destilada.

El procedimiento experimental para la limpieza del reactor fue sencillo. Cuando el reactor se encuentra en fase de reacción o de sedimentación, se deben cerrar las válvulas de entrada y salida del mismo. Una vez cerradas dichas válvulas, se deben desconectar las mangueras y limpiarlas abundantemente con agua. En las zonas donde se hayan depositado unos posos blanquecinos, se deberán presionar con los dedos para ayudarlos a salir y desprenderse de las paredes. Una vez limpias se deberán volver a conectar las mangueras al reactor y los tanques correspondientes, volviendo a abrir todas las válvulas. La limpieza de los depósitos de alimentación se deberá realizar semanalmente, vaciando los tanques y limpiándolos con lavavajillas y abundante agua, para evitar posibles problemas de olores y deposición de huevos de moscas. Es importante que estos depósitos estén parcialmente tapados, evitando así posibles contaminaciones externas.

En cuanto a los parámetros de seguimiento del reactor se decidió estipular el plan de análisis de la Tabla 6:

Tabla 6: Distribución de seguimiento de los parámetros del reactor

	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes
SSLM	X		X		X
SSVLM			X		
pH, Conductividad, Turbidez, DQO	X			X	
N_T, P_T, NH_4^+, NO_3^-				X	
EPS, SMP, ADN		X			

6.2 Metodología analítica

A continuación se muestran los métodos analíticos empleados para la determinación de los parámetros de seguimiento de los efluentes de los reactores. Dichos métodos se han llevado a cabo mediante test en cubetas, facilitando el procedimiento experimental de todos ellos. El procedimiento experimental en cada análisis, se indica en el kit de cubetas y varía en función del kit empleado.

6.2.1 Demanda Química de Oxígeno

La medición de la concentración de la DQO (Demanda química de oxígeno) se ha realizado según el método DIN ISO 15705.

Este método obtiene el oxígeno procedente del dicromato potásico reaccionado con los compuestos oxidables presentes en un litro de agua. La muestra de agua es oxidada con una solución sulfúrica caliente de dicromato potásico y sulfato de plata que actúa como catalizador. Los posibles cloruros presentes en el medio de reacción se enmascaran con el sulfato de mercurio. Por último se mide por fotometría la concentración de los iones Cr_2O_7 no consumidos, y por la relación estequiométrica se obtiene la demanda de oxígeno química presente en la muestra de agua residual.

6.2.2 Nitrógeno

Tal y como se ha explicado en el apartado 3.1 el nitrógeno en el agua se puede encontrar presente en cuatro formas diferentes; Nitrógeno orgánico, amonio, nitratos y nitritos. El primero de ellos no se analizará dada su rápida conversión en nitrógeno amoniacal. De modo que en el seguimiento del efluente de los reactores se analizaron las otras tres formas del nitrógeno y se determinó también el nitrógeno total.

- **Nitrógeno total.** Se determina según la EN ISO 11905-1. Los compuestos orgánicos e inorgánicos de nitrógeno presentes en la muestra de agua residual son convertidos en nitratos según el método de Koroleff con tratamientos oxidantes en un termorreactor. Finalmente estos nitratos en disolución fosfórica y sulfúrica junto con el 2,6-dimetilfenol (DMP), dan lugar a 4-nitro-2,6-dimetilfenol. Es este último compuesto el que se mide por fotometría y mediante la relación estequiométrica se obtiene el nitrógeno inicial presente en la muestra de agua residual.
- **Nitratos:** Determinados según un procedimiento idéntico al DIN 38405-9. En el cual se introduce la muestra de agua en una disolución sulfúrica y fosfórica que junto con el 2,6-dimetilfenol (DMP) dan lugar a 4-nitro-2,6-dimetilfenol. Dicho compuesto, como en el caso anterior se medirá mediante fotometría, y mediante la relación estequiométrica se obtendrá la concentración de nitratos presente en la muestra de agua.
- **Amonio.** Determinado por un procedimiento análogo a EPA 350.1, APHA 4500-NH3 F, ISO 7150-1 y DIN 38406-5. El nitrógeno presente en el agua residual en esta especie, se puede encontrar en forma amoniacal o en forma de iones amonio debido al equilibrio existente entre ambos en función del pH. De modo que para facilitar el análisis de este se desplazará el equilibrio con una disolución muy alcalina para que todo éste sea amoniacal. El amoniaco en presencia de iones de hipoclorito se convierte en monoclóramina. Dicho compuesto fenólico es el que se determina fotométricamente y, mediante la relación estequiométrica se obtiene el amonio inicial presente en la muestra.

- **Nitritos.** Determinado según un procedimiento análogo al EPA 354.1, APHA 4500-NO₂-B y DIN EN 26777. En presencia de ácido sulfanílico los iones nitrito forman sales de diazonio. Dichas sales son las que reaccionan con diclorhidrato de N-(1-naftil)-etilendiamina obteniéndose un azocolorante. Este compuesto es el que es determinado fotométricamente y, mediante la relación estequiométrica se obtiene el nitritos iniciales presentes en la muestra

6.2.3 Fósforo

Para la determinación del fósforo presente en el agua residual se ha seguido un procedimiento análogo al EPA 365.2+3, APHA 4500-P E y al DIN EN ISO 6878. El cual está basado en la introducción de los iones ortofosfato con iones de molibdato en solución sulfúrica dando lugar a ácido molibdofosfórico. Dicho ácido con la presencia de ácido ascórbico es reducido a fosfomolibdeno (PMB). Es este compuesto el que se mide fotométricamente y a partir de las relaciones estequiométrica se obtiene la cantidad de fosfatos presentes en la muestra analizada.

En la Ilustración 3 se muestran una imagen de las cubetas de reacción de los kits empleados en los análisis del efluente y del alimento.



Ilustración 3: Cubetas de reacción

6.2.4 EPS, SMP, ADN

El método de extracción de estos tres compuestos presentes en el licor de mezcla es el método CER diluido (Cation Exchange Resin), es decir con una resina de intercambio catiónico. Dicho método parte de una cantidad conocida de sólidos en suspensiones volátiles, equivalentes a los microorganismos. Extraídos estos compuestos se caracterizaron mediante métodos espectrofotómetros:

- **SMP y EPS.** Ambos están compuestos por carbohidratos y por proteínas (Capítulo 4.3.3.1). Los métodos analíticos para cada uno de ellos son:
 - **Proteínas:** Cuantificados con kits de ensayo BCA, cuyo método se basa en la reacción de Biuret que es la reducción de Cu^{2+} a Cu^+ . Dicha reducción se produce por la presencia de las proteínas en solución alcalina. La solución

- o toma tonos violáceos permitiendo obtener la cantidad de iones Cu^+ , y por estequiometría la cantidad de proteínas en la solución.
- o Carbohidratos: Cuantificados con el método de la Antrona. Dicho método se basa en el cambio de color de la Antrona en medio ácido en presencia de carbohidratos.
- ADN: Dicho compuesto se ha determinado también mediante métodos espectrofotométricos con kits de cubetas fluorescentes de Qubit. Por el método analítico fijado por el propio fabricante.

6.2.5 Respirimetría.

La respirometría es la técnica que permite determinar el consumo de oxígeno por los microorganismos tanto para la respiración endógena como para la degradación de materia orgánica. El método experimental seguido es el BM-T, que combina la respirometría tradicional junto con una más avanzada diseñada por el programa Surcis.

El BM-T gasta un vaso reactor en el que se introduce el fango a analizar y se le somete a condiciones controladas, llevando el fango a condiciones anóxicas y suministrando una solución de material orgánica conocida. Obteniendo de forma inmediata del programa los parámetros de OUR y Y_H .



Ilustración 4: Equipo respirométrico

6.3 Metodología experimental análisis licor de mezcla

6.3.1 Determinación de los SSLM

El procedimiento a seguir para la determinación de los sólidos en suspensión se muestra de forma esquemática en la Figura 5. Destacar que el procedimiento se realiza por duplicado para cada reactor, de manera que se tomara la media de ambos valores como dato experimental de cada reactor.

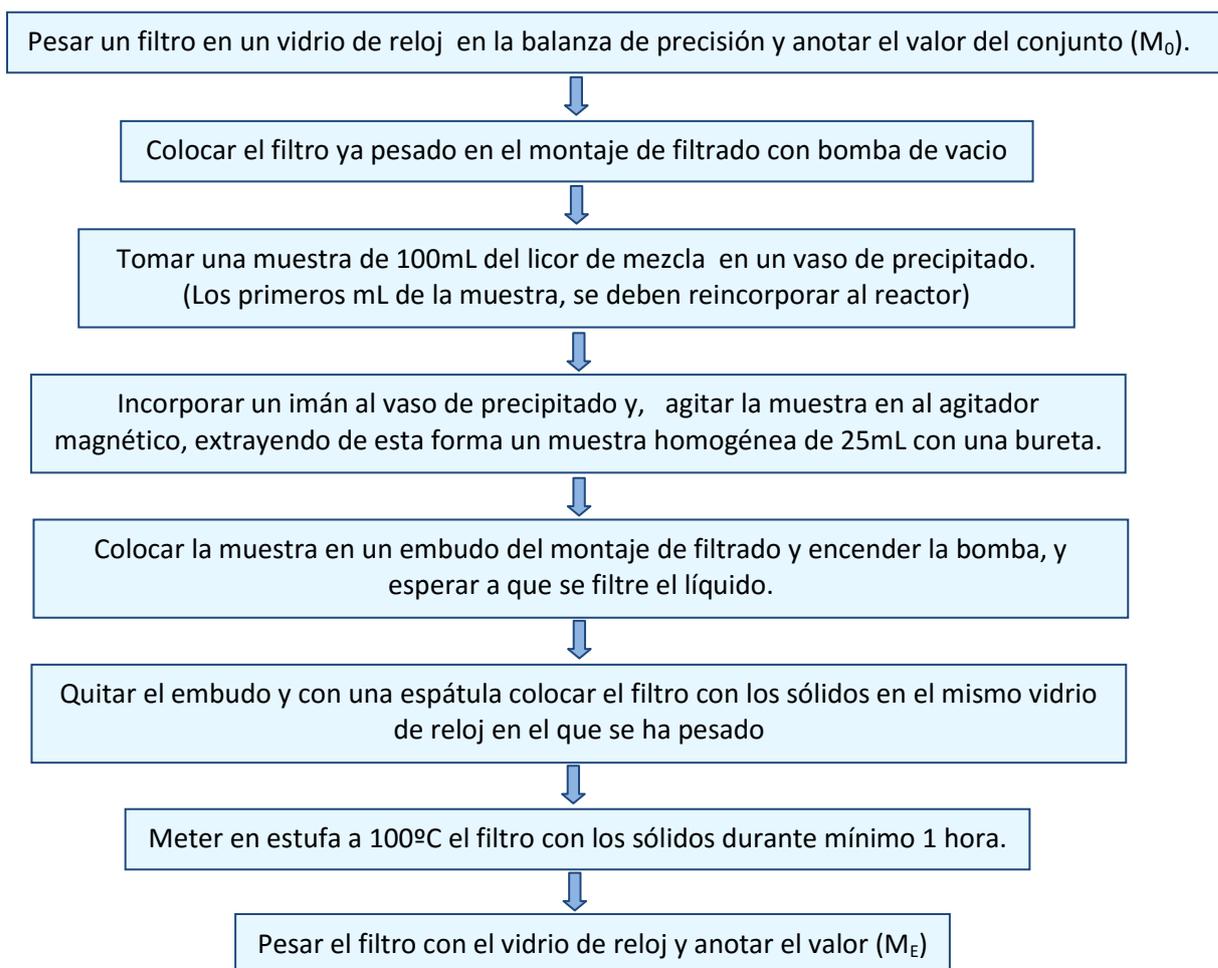


Figura 5: Procedimiento experimental para la determinación de los SSLM

Una vez obtenido los datos de las pesadas, se determinará el valor de los sólidos en suspensión con un cálculo muy sencillo expuesto en la Ecuación 8.

$$SSLM (ppm) = \frac{M_E - M_0 (g)}{0,025 (l)} \cdot \frac{1000 (mg)}{1 (g)} \quad (\text{Ecuación 8})$$

6.3.2 Determinación de los SSV

Una vez determinados los sólidos en suspensión en el licor de mezcla, se determinarán los sólidos volátiles, que son los que indican la cantidad de microorganismos presentes en el fango.

De modo que una vez pesados los vidrios de reloj con los filtros tras la estufa, se meterán los filtros en los crisoles y se anotará el valor del crisol con el filtro (M_c). Se llevarán estos crisoles a la mufla y se tendrán a 550°C durante 6 horas. Una vez transcurrido ese tiempo, se llevarán al desecador y se esperará a que se enfríen. Enfriados, se pesarán de nuevo los crisoles y se anotará este valor (M_f). Como en el caso de los SSLM, obtenidos estos datos de las masas, mediante la siguiente expresión se obtendrá el valor de los SSV

$$SSV (ppm) = \frac{M_c - M_f (g)}{0,025 (l)} \cdot \frac{1000 (mg)}{1 (g)} \quad (\text{Ecuación 9})$$

6.3.3 Extracción SMP, EPS y ADN

Tal y como se indicaba anteriormente la extracción de estos tres compuestos se ha realizado por el método CER. El procedimiento experimental de la extracción de la resida se muestra en el diagrama de bloques de la Figura 6, en las Ilustraciones 5 y 6 se muestran algunos de los pasos seguidos en la extracción.

Para la extracción con el método CER se ha tenido que preparar previamente la resina de extracción catiónica y la disolución de TRIS. Los procedimientos de preparación de ellos se detallan a continuación:

- Preparación del TRIS.

Tarar la balanza de precisión con un vidrio de reloj y pesar 1,2114 g de tris (hidroximetil) aminometano (TRIS). En una botella de vidrio de capacidad de 1 litro disolver el TRIS en 1 litro de agua de resina, asegurando que no quedan restos del mismo en el vidrio de reloj. Introducir un agitador de imán en la botella y la sonda del pHmetro, midiendo en continuo el valor del pH de la disolución. Con HCl del 37%, ajustar el pH de la solución a 8 (Aproximadamente 8 gotas).

- Lavado de la resina.

Tarar un vidrio de reloj y pesar 34 g aproximadamente de resina. Introducir los 34g en un vaso de precipitado junto con 120mL aproximadamente de TRIS previamente preparado. Introducir un agitador magnético y mantener en agitación la solución en ausencia de luz (envuelta en papel de albal) durante una hora.

Una vez transcurrida la hora filtrar con papel de filtro durante 15 minutos la resina, es importante mantener el tiempo y la superficie de filtrado constantes. Transcurrido dicho tiempo pesar en un erlenmeyer 35 g de resina, que será utilizada posteriormente en la extracción.

Se deben realizar estas operaciones cuatro veces, una por cada extracción a realizar. (Recortar que se ejecutan dos extracciones por reactor.)

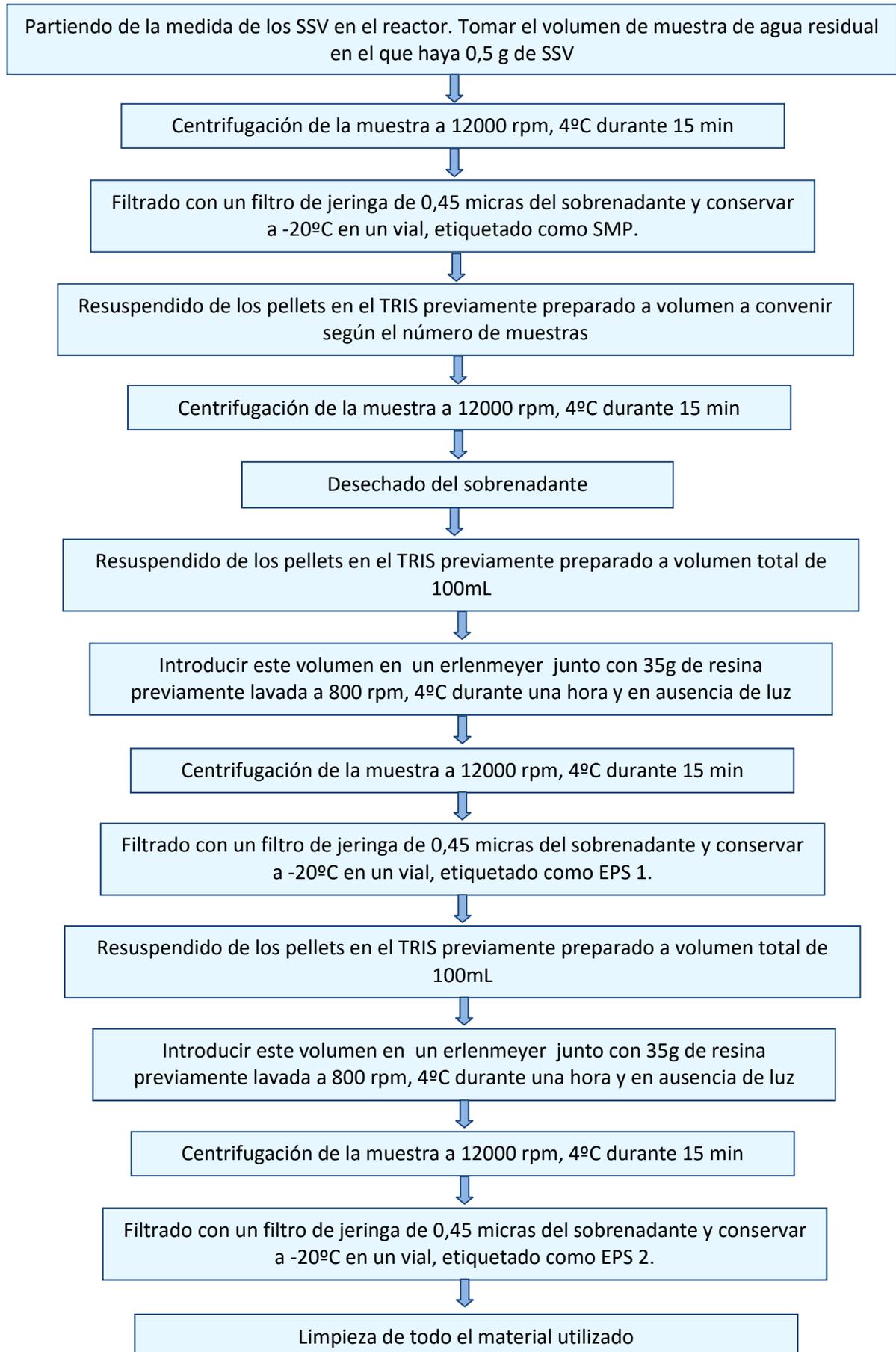


Figura 6: Metodología experimental CER

6.3.4 Análisis SMP y EPS

Tal y como se ha indicado anteriormente, se caracterizan por un lado las proteínas y por otro los carbohidratos en ambos compuestos.

- Proteínas: De caracterizan mediante cubetas de reacción en kits de Merch y el procedimiento experimental a seguir dependerá del kit empleado, detallados por el fabricante.
- Carbohidratos. Se determinan por el método de la Antrona, sin kits de laboratorio, por lo que su procedimiento experimental se detalla a continuación:
 - En primer lugar se prepara la disolución de Antrona. Tarando la balanza analítica con un vidrio de reloj, se pesarán 0,2 g de Antrona. A continuación se introducirá la Antrona pesada en un matraz aforado de 100mL , previamente limpio y seco, junto con una disolución del 96% de H₂SO₄. Realizada la disolución, dejarla una hora en ausencia de luz. Destacar la importancia de usar gafas de seguridad en esta operación dada la peligrosidad del H₂SO₄.
 - En tubos de vidrio con tapón, introducir 1mL de la muestra y 2 mL de la Antrona previamente preparada agitando en un vortex para asegurar la correcta homogenización de la mezcla.
 - Introducir los tubos de ensayo en un baño a 100°C durante 14 minutos, transcurrido este tiempo enfriarlos con hielo durante 5 minutos. Finalizados estos, se medirán las muestras en el espectrofotómetro, introduciéndolas en las cubetas del mismo.

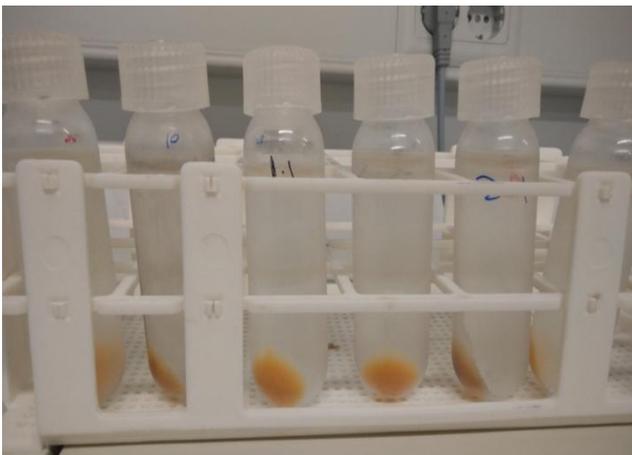


Ilustración5: Resultados tras centrifugación del método CER



Ilustración 65: Lavado con resina método CER

7. RESULTADOS OBTENIDOS

Los resultados obtenidos experimentalmente se han separado en tres bloques:

- Resultados obtenidos en la caracterización del efluente de ambos SBR's. Estos resultados nos indican la calidad del efluente de salida de cada reactor, de modo que con estos se observará si el TCS adicionado a uno de los reactores (R1) afecta a la calidad del agua depurada o no.
- Resultados obtenidos en la caracterización del licor de mezcla en ambos reactores. Estos resultados nos indicarán la evolución del licor de mezcla en función del tiempo, de modo que se podrá observar cómo afecta el desacoplador metabólico a los microorganismos.
- Resultados obtenidos en la respirometría del licor de mezcla. Estos resultados, nos ayudarán a comprender el comportamiento de los microorganismos en función de su consumo de oxígeno.

Destacar que los datos representados en los correspondientes gráficos de cada apartado se encuentran documentados en el Anexo I.

7.1. Caracterización de los efluentes de los SBR's.

A continuación se muestran los resultados obtenidos para los parámetros de control del efluente de salida de ambos reactores. Se ha decidido establecer dichos parámetros de control, por ser los más determinantes en la legislación de vertido de aguas a dominio público según la Ley 2/1992, de 26 de marzo, del Gobierno Valenciano. En esta se atribuye a los ayuntamientos las competencias para establecer en las correspondientes ordenanzas municipales los límites de vertido.

7.1.1 Concentración de DQO en los efluentes de salida.

En la Figura 7 se muestra la evolución de la DQO obtenida en el efluente de salida de ambos reactores.

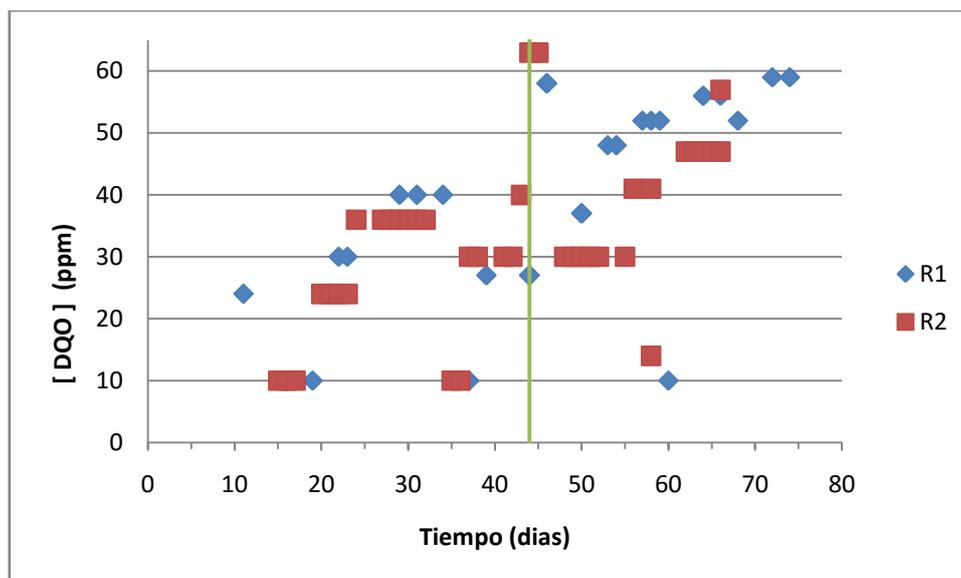


Figura 7: Evolución de la DQO en función del tiempo en el efluente para ambos reactores

En primer lugar cabe diferenciar dos fases en la experiencia, por una lado la fase de adaptación de los microorganismos (Previa a la línea verde) y por otro la de adición del TCS al R1. La fase de adaptación consistió en lograr que ambos reactores tuvieran un comportamiento parecido y que los microorganismos se adaptaran a las condiciones de operación y la disolución de alimento. Una vez conseguido esto, se realizó la adición de TCS al R1 el día 44. Introducido el TCS, se observó cómo en el R2 tiene una menor concentración de materia orgánica en la salida. Sin embargo, para poder afirmar que un reactor asimila más materia orgánica que el otro, es necesario calcular los rendimientos de eliminación de materia orgánica en cada uno. Este paso es necesario porque aunque se ha intentado preparar siempre la misma agua residual con la misma concentración de materia orgánica, no ha sido posible. A partir del día 64 de la experiencia, como el R2 perdía sólidos por el efluente de salida para mantener la carga másica a $0,35\text{mg}_{\text{DQO}}/\text{mg}_{\text{SSLM}}$, se disminuyó la concentración de materia orgánica en el efluente de entrada. Por lo que no nos podríamos guiar por el dato de DQO en la salida del reactor cuando el dato en la entrada no es el mismo para ambos. Para ello se define el rendimiento de eliminación de materia orgánica:

$$\eta_{DQO} = \frac{DQO_o - DQO_e}{DQO_o} \cdot 100 \quad (\text{Ecuación 10})$$

Donde:

- η_{DQO} : Hace referencia al porcentaje de DQO eliminada en el reactor, expresado en %.
- DQO_o : Hace referencia a la concentración de DQO en el agua de alimento del reactor, expresada en ppm.
- DQO_e : Hace referencia a la concentración de DQO en el efluente depurado, expresado en ppm.

De modo que partiendo de la Ecuación 10 y los datos de DQO en el alimento y en la salida de los efluentes expuestos en el Anexo I, se obtiene el siguiente gráfico en la Figura 8:

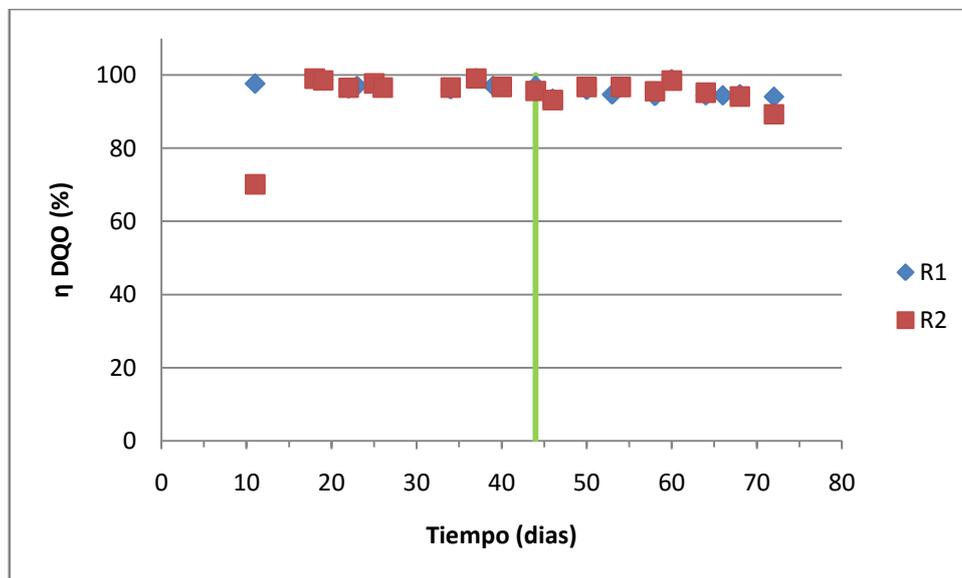


Figura 8: Rendimiento de eliminación de materia orgánica en ambos reactores

Del gráfico de la Figura 8 se observa como a excepción del primer punto (el cual no se tendrá en cuenta por pertenecer a la fase de aclimatación) el rendimiento de eliminación de materia orgánica es prácticamente el mismo con reactivo que sin él por lo que se puede concluir que el reactivo no afecta a la eliminación de materia orgánica en el reactor.

7.1.2 Concentración de nitrógeno en los efluentes de salida.

En cuanto a la eliminación de nitrógeno en el reactor, se recuerda que el nitrógeno puede estar presente en el efluente de salida en cuatro formas diferentes: nitratos, nitritos, nitrógeno amoniacal y nitrógeno orgánico.

Para simplificar el análisis de estos resultados en primer lugar se presentarán los valores del nitrógeno total presente en los efluentes de ambos reactores:

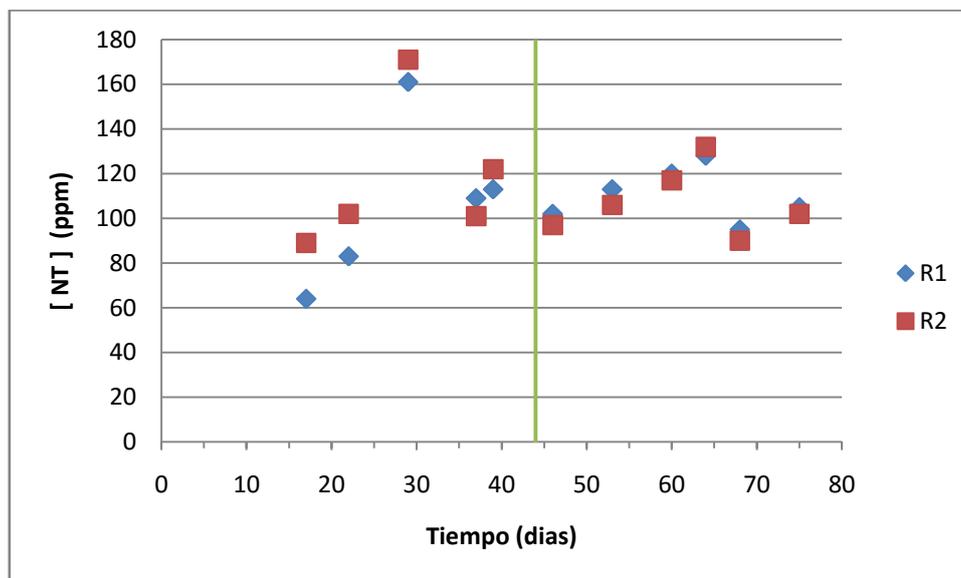


Figura 9: Evolución del nitrógeno en función del tiempo para ambos reactores.

Se observa que si bien al inicio de la fase de aclimatación tenían valores algo diferentes, previa a la adición, los valores de eliminación de nitrógeno eran similares en la salida. Una vez adicionado el reactivo al R1, estos valores siguen siendo prácticamente los mismos, por lo que se podrá concluir que la adición del reactivo no ha influido prácticamente en la asimilación del nitrógeno.

A continuación se muestran los valores de las diferentes especies del nitrógeno para ambos reactores:

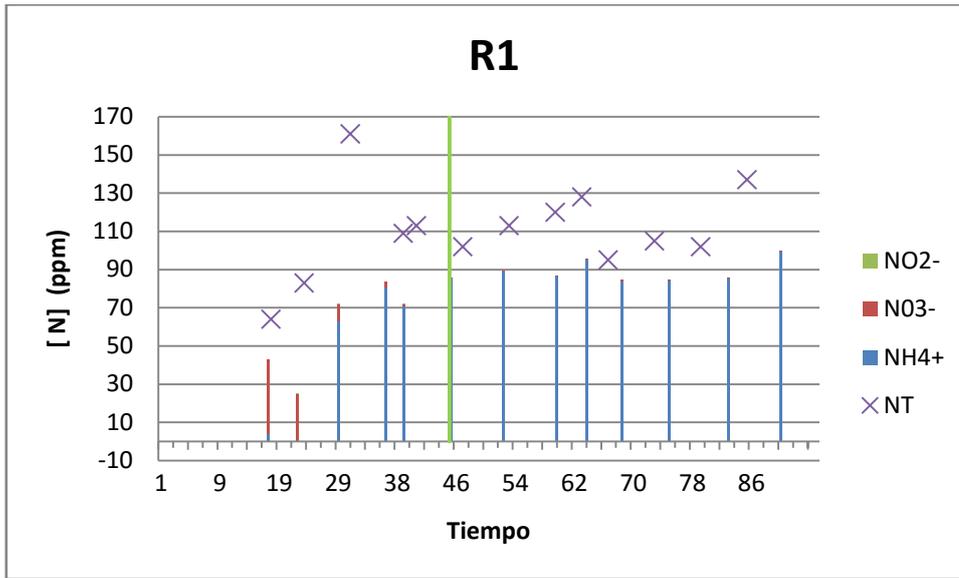


Figura 10: Evolución de las diferentes especies del nitrógeno en el efluente del R1

En el gráfico de la Figura 10 queda reflejado como fundamentalmente la especie de nitrógeno presente en el efluente del reactor 1 es el nitrógeno amoniacal. Dato esperado dada la ausencia de nitrificación en el reactor. Se observa también que una vez dosificado el reactivo que la concentración de nitrógeno y la relación de las tres especies en las que se encuentra presente de mantiene más o menos constante alrededor de 110 ppm.

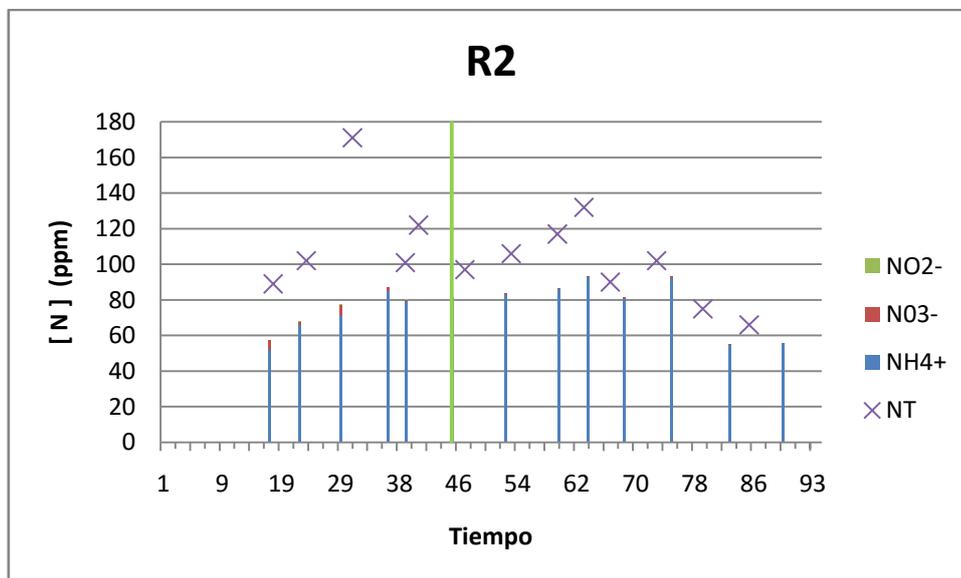


Figura 11: Evolución de las diferentes especies del nitrógeno en el efluente del R2

Como en el caso anterior se observa cómo la especie mayoritaria del nitrógeno es el nitrógeno amoniacal. Por ello que se reafirma la que la adición del desacoplador no causa ningún efecto sobre la asimilación de nitrógeno, ni en la composición de las especies que lo forman. Siendo en ambos reactores la especie predominante del nitrógeno, el nitrógeno amoniacal y siendo mínima la existencia de nitratos en los efluentes de ambos reactores.-

7.1.3 Concentración de fósforo en los efluentes de salida.

Los microorganismos eliminan el fósforo del agua residual asimilándolo como nutriente, por lo que este contaminante presente en las aguas residuales es necesario para ellos para sobrevivir.

El agua residual con el que se han alimentado ambos SBR's tal y como se ha explicado anteriormente es agua residual sintética por lo que se ha preparado con K_2HPO_4 para aportar a los microorganismos los nutrientes necesarios para su crecimiento.

A continuación se muestran los datos experimentales obtenidos en los efluentes de salida.

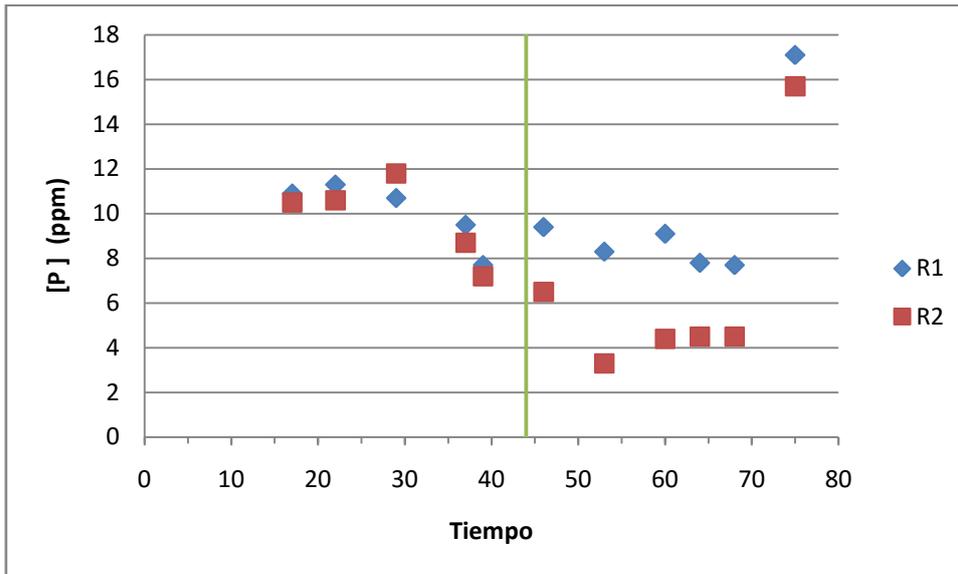


Figura 12: Evolución del fósforo en función del tiempo para ambos reactores.

Se observa cómo en la fase de aclimatación, ambos reactores asimilan la misma cantidad de fósforo. Una vez suministrado el reactivo (línea verde) el reactor 1 tiene una mayor concentración de fósforo en el efluente de salida que el reactor dos, por lo que este hecho hace sospechar que la dosificación de TCS está inhibiendo la asimilación de fósforo por los microorganismos.

Pero para poder afirmar este hecho se deben comparar ambos reactores en base al rendimiento de eliminación del fósforo. Como ocurría con la materia orgánica, al tratarse de un agua residual simulada es posible que haya fluctuaciones en la concentración de fósforo de entrada. Para calcular dicho rendimiento de eliminación se ha empleado la expresión:

$$\eta_P = \frac{P_o - P_e}{P_o} \cdot 100 \quad (\text{Ecuación 11})$$

Donde:

- η_P : Hace referencia al porcentaje de fósforo eliminado en el reactor, expresado en %.
- P_o : Hace referencia a la concentración de fósforo en el agua de alimento del reactor, expresada en ppm.
- P_e : Hace referencia a la concentración de fósforo en el efluente del reactor, expresada en ppm.

De manera que haciendo uso de la (Ecuación 11) y con los datos experimentales del Anexo I, se obtienen los datos de rendimiento de eliminación de fósforo representados en la Figura 13:

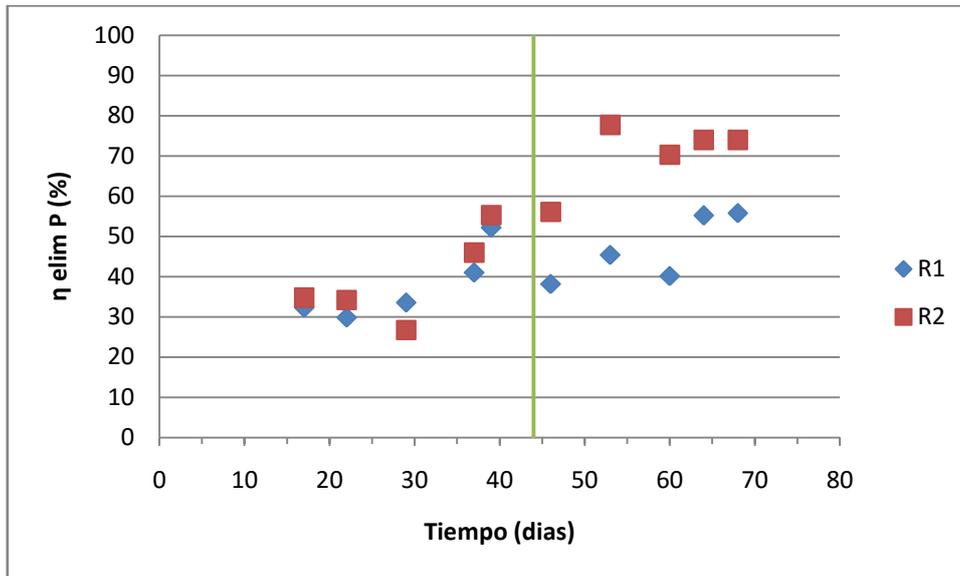


Figura 13: Evolución del rendimiento de eliminación de fósforo en función del tiempo para ambos reactores

A diferencia de la eliminación de materia orgánica donde parecía que el reactivo si afectaba al rendimiento de eliminación de materia orgánica pero al realizar el cálculo del mismo se veía que no, en esta ocasión, al realizar el cálculo del rendimiento de eliminación se observa que una vez suministrado el TCS, el reactor con el desacoplador (R1) tiene un rendimiento de eliminación mucho menor que el blanco (R2). De modo que se puede concluir que la adición de TCS disminuye notablemente a asimilación de fósforo por parte de los microorganismos.

Tal y como se indicaba en la introducción los microorganismos necesitan de materia orgánica y nutrientes (sustrato), oxígeno para su crecimiento. De modo que si no se realiza una asimilación del fósforo es indicador que no se está produciendo un crecimiento del fango, es decir se está produciendo el desacoplamiento metabólico.

7.1.4 pH y conductividad en los efluentes de salida.

El pH y la conductividad son parámetros del efluente que nos pueden influir en la sedimentabilidad del fango. Esto es así porque a mayor conductividad del agua, el crecimiento de las bacterias filamentosas se ve favorecido. Viéndose de este modo las filamentosas en ventaja respecto a las bacterias floculares, provocando por tanto que el fango tenga un aspecto más esponjoso y empeorando su sedimentabilidad.

En las Figuras 14 y 15, se muestra la evolución de ambos parámetros en ambos reactores:

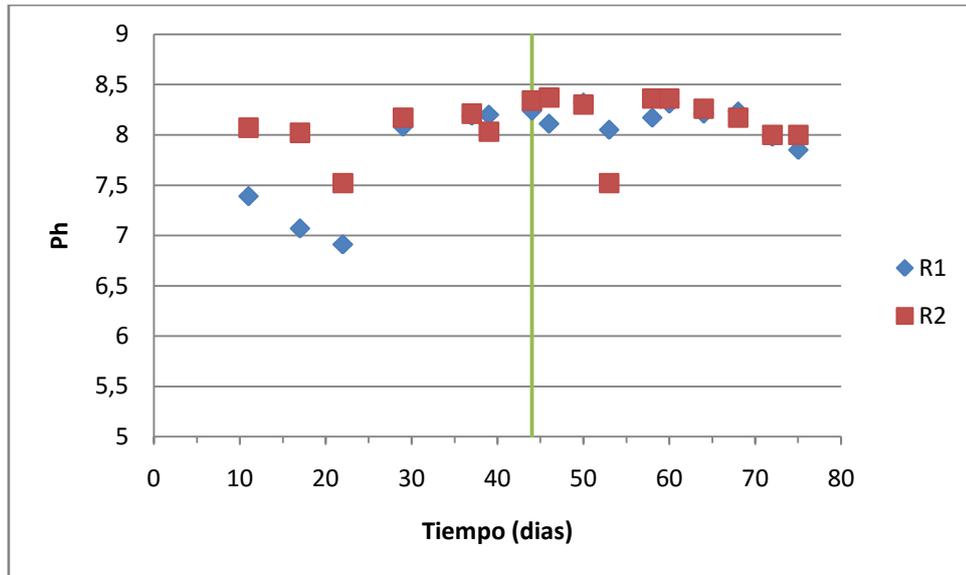


Figura 14: Evolución del pH en ambos reactores en función del tiempo

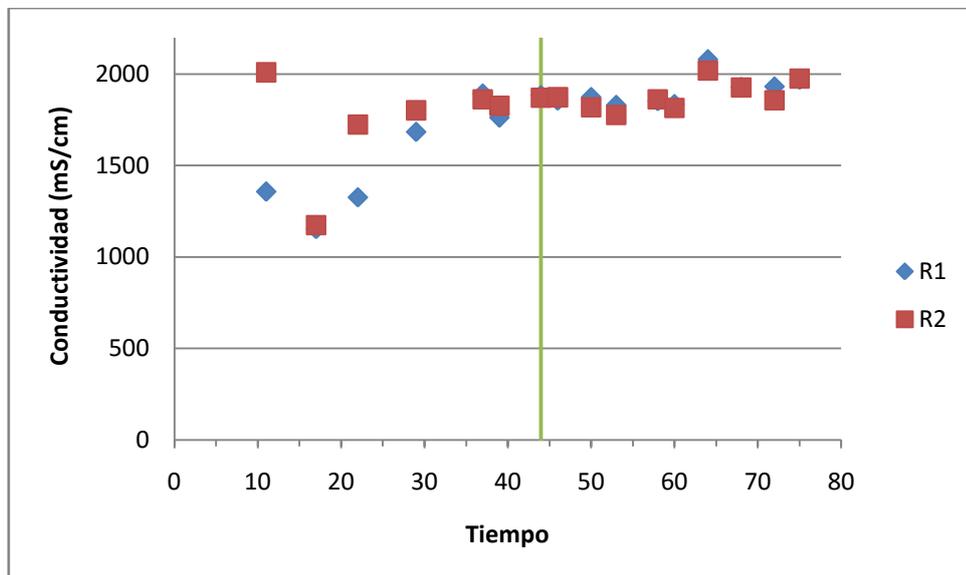


Figura 15: Evolución de la conductividad en ambos reactores en función del tiempo

En ambos parámetros se observa cómo al inicio de la fase de aclimatación tienen valores diferentes, aunque previo a la dosificación del TCS este hecho ha desaparecido. Una vez dosificado el desacoplador prácticamente no hay diferencia entre el R1 y el R2, por lo que se puede concluir que el reactivo no afecta a estos parámetros.

7.1.5 Turbidez en los efluentes de salida

La turbidez indica los sólidos coloidales presentes en el agua, y se mide en NTU. En la Figura 16 se muestran los datos experimentales obtenidos para los efluentes de ambos reactores:

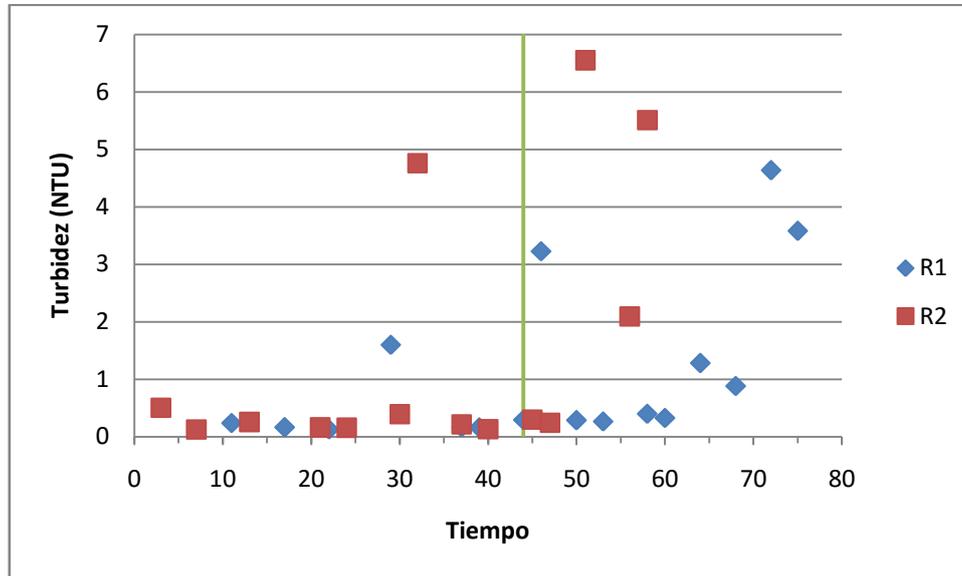


Figura 16: Evolución de la turbidez de los efluentes de ambos reactores en función del tiempo:

Se puede observar cómo hasta el momento previo a la adición del TCS en el R1, la turbidez de los efluentes se mantenía bastante constante. Una vez añadido el TCS, visiblemente se observaba como el fango sedimentaba mucho mejor, lo que justificaría que los valores de turbidez del R1 estén por debajo del R2. Cabe destacar que en los últimos días de la experiencia el R2, tuvo algunos problemas de pérdida de sólidos, lo que podría empeorar la turbidez en R2.

7.2 Resultados obtenidos del licor de mezcla.

7.2.1 Evolución del oxígeno disuelto en el reactor

En varias ocasiones se realizaron análisis y toma de datos de la evolución en función del tiempo del oxígeno disuelto en el interior del reactor en la etapa de reacción. En la Figura 17 se muestra un grafico de uno de dichos seguimientos:

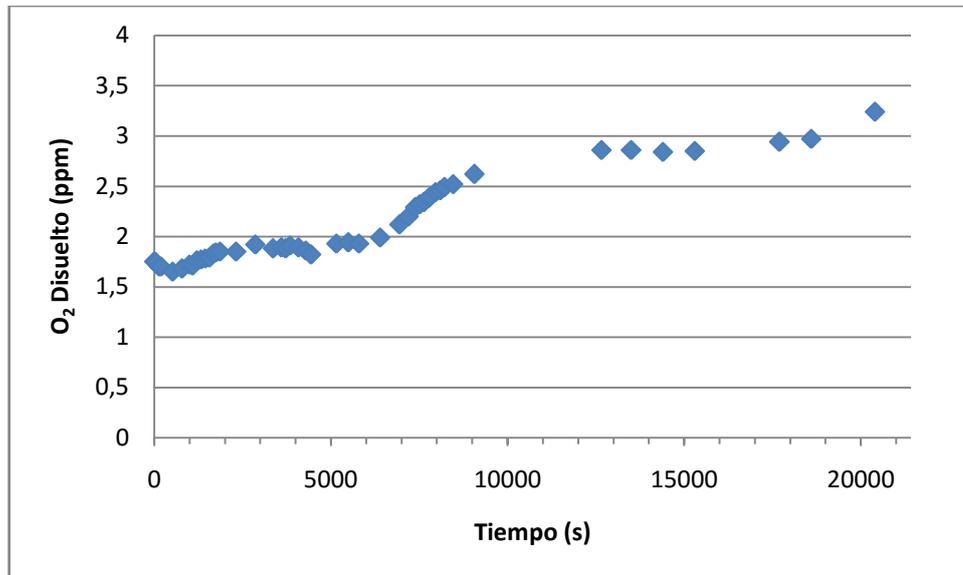


Figura 17: Evolución del O₂ disuelto en el R1

La medida inicial (0 seg) se toma en el momento en el que se inicia el ciclo de reacción. En ese momento se observa cómo el oxígeno disuelto aumenta paulatinamente hasta estabilizarse.

Al comienzo del ciclo el consumo de oxígeno es tan rápido (debido a que los microorganismos disponen de una concentración alta de sustrato), que la concentración de oxígeno disuelto no subía de 2 mg/L. Conforme el sustrato se va consumiendo la velocidad de consumo de oxígeno disminuye y, por tanto, la concentración de oxígeno aumenta en el reactor de manera más pronunciada (cambio de pendiente observado en la Figura 18). Cuando el sustrato ya se ha consumido prácticamente en su totalidad se establece una concentración de unos 3 mg/L, la cual viene dada por el caudal de aire aportado y por el poco consumo de sustrato de los microorganismos.

7.2.1 Evolución de los sólidos en suspensión en los reactores

En primer lugar, partiendo de los datos experimentales obtenidos y mostrados en el Anexo I, se van a mostrar los resultados obtenidos para la evolución de los sólidos en ambos reactores (Figura 18):

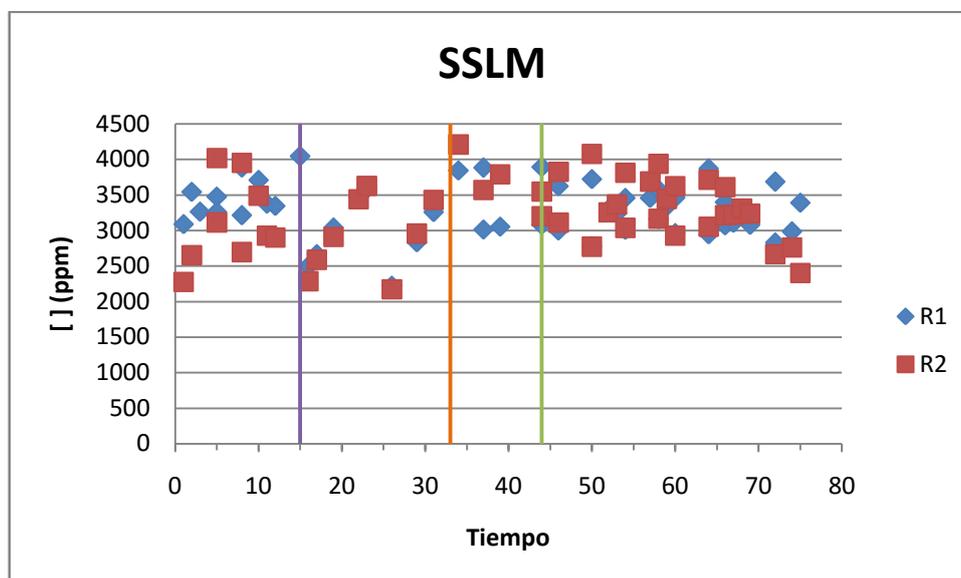


Figura 18: Evolución de los sólidos en el licor de mezcla

Del gráfico en la Figura 18 se observa cómo en la fase de aclimatación de los reactores, sobre todo en las dos primeras semanas, los datos de sólidos en suspensión son muy dispares entre sí. Se observa también que el R2 tiene un comportamiento más variable, en el último periodo coincidiendo con un color más turbio del efluente, periodo en el que también se desprendía un olor parecido a un reactor anaerobio. Como consecuencia, se decide comenzar de nuevo el ensayo en R2. Dado que el R1 trabajaba muy bien, se decidió vaciar el R2 y compartir el licor de mezcla del R1 en R1 y R2. De esta manera ambos reactores partían de un mismo fango de siembra. Este momento se indica en la Figura 18 con una línea morada (día 15 del ensayo). Se observa pues como a partir de este momento los sólidos en ambos reactores siguen la misma tendencia. Destacar que es fundamental partir de las mismas condiciones de operación y de fango para poder comprobar el efecto del desacoplador metabólico.

En la Figura 18 se señala también una línea naranja. Esta línea indica que el día 26 del ensayo se decidió volver a partir el R1 en dos y comenzar de nuevo con el mismo fango de siembra. Se decide tomar esta decisión porque a lo largo de la semana se había observado como aunque la concentración de los sólidos en el licor de mezcla era parecida en todo momento, el R2 sedimentaba mucho más lento y tenía un color mucho más claro. Por ello se decidió volver a partir del fango de siembra del R1 antes de añadir el desacoplador metabólico.

Como última línea divisoria en la Figura 18, se presenta la de color verde que marca el inicio de la dosificación del TCS en el R1. Se observa cómo a partir de dicho momento la concentración de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla del R1 es siempre menor que la del R2. Cabe recordar que para mantener constantes las condiciones de operación, cada dos días se hacía una purga de sólidos para dejarlos en 3000 ppm y poder calcular así el crecimiento de los microorganismos. De modo que evidentemente cuando se ha realizado la purga de sólidos los valores de ambos reactores coinciden.

A partir de los sólidos en suspensión obtenidos, se calcula la producción específica de fangos (PE), el crecimiento (ΔX) y la edad (θ) de los mismos. A continuación se muestran los resultados obtenidos para estos parámetros.

7.2.2 Crecimiento del fango en función del tiempo

El crecimiento de los sólidos en suspensión se ha determinado partiendo de la siguiente expresión:

$$\Delta X = \frac{SSLM_i - SSLM_j}{N} \cdot V_R \quad (\text{Ecuación 12})$$

Donde:

- ΔX : Hace referencia al crecimiento de microorganismos expresado en mgSS/d.
- $SSLM_i$: Hace referencia a la concentración de sólidos en suspensión en el día i en el reactor, expresados en (mg/L).
- $SSLM_j$: Hace referencia a la concentración de sólidos en suspensión en el día j, expresados en (mg/L).
- N : Hace referencia al número de días que han pasado entre ambas medidas (i-j).
- V_R : Hace referencia al volumen de reacción, es decir, donde se contienen los sólidos. Este volumen estará expresado en litros.

Calculados los datos de crecimiento de los sólidos en suspensión, la evolución la evolución de los mismos se muestra en la Figura 19:

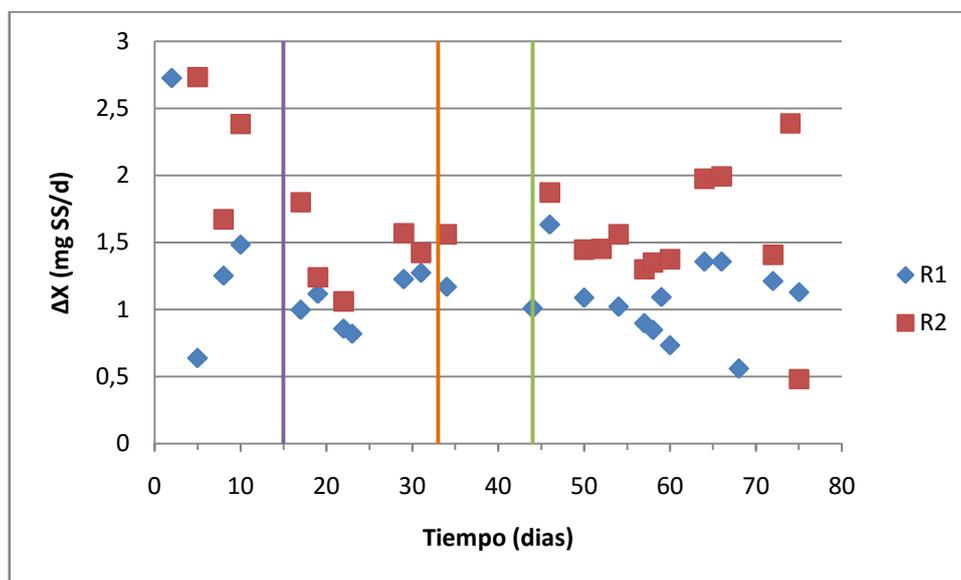


Figura 19: Crecimiento del fango en función del tiempo para los dos reactores

De este gráfico observamos cómo antes de separar el R1 en dos, y partir del mismo fango de siembra para ambos reactores (líneas morada y naranja), el crecimiento del fango en ambos reactores era muy dispar. A partir de la segunda disgregación se obtienen resultados de crecimiento del fango bastante parecidos, de modo que, respaldados por los resultados obtenidos de concentraciones de sólidos y producción de sólidos parecidas en ambos reactores, se decide dosificar el desacoplador metabólico. Una vez dosificado el TCS (línea verde), se observó como el crecimiento de los microorganismos del R1 fue en todo momento inferior que para el R2, por lo que se puede concluir que el desacoplador metabólico fue efectivo para la reducción de fangos.

7.2.3 Evolución del crecimiento específico de los microorganismos en función del tiempo

Aunque se han mostrado los datos de crecimiento del fango en el apartado anterior, para poder compararlos en la misma escala es conveniente calcular el crecimiento de los mismos en base a la materia orgánica eliminada.

El crecimiento específico en función del tiempo se trata del crecimiento de los microorganismos por cantidad de materia orgánica eliminada, por lo que se obtiene a partir de la expresión:

$$Pe = \frac{\Delta X}{DQO_{elim} \cdot Q_R} \quad (\text{Ecuación 13})$$

Donde:

- Pe : Hace referencia a la producción específica de fangos, expresada en $(\text{mg}_{SS}/\text{mg}_{DQO})$
- ΔX : Hace referencia al crecimiento de los microorganismos expresado en mg_{SS}/d .
- DQO_{elim} : Hace referencia a la concentración de materia orgánica eliminada expresada en mg_{DQO}/L .
- Q_R : Hace referencia al caudal de entrada diario al reactor expresado en L/d .

De modo que partiendo de los datos experimentales de sólidos en suspensión y de crecimiento de fangos anteriormente calculado. Se han calculado los valores de producción específica de fangos (Anexo I). Dichos datos se han representado en el gráfico de la Figura 20.

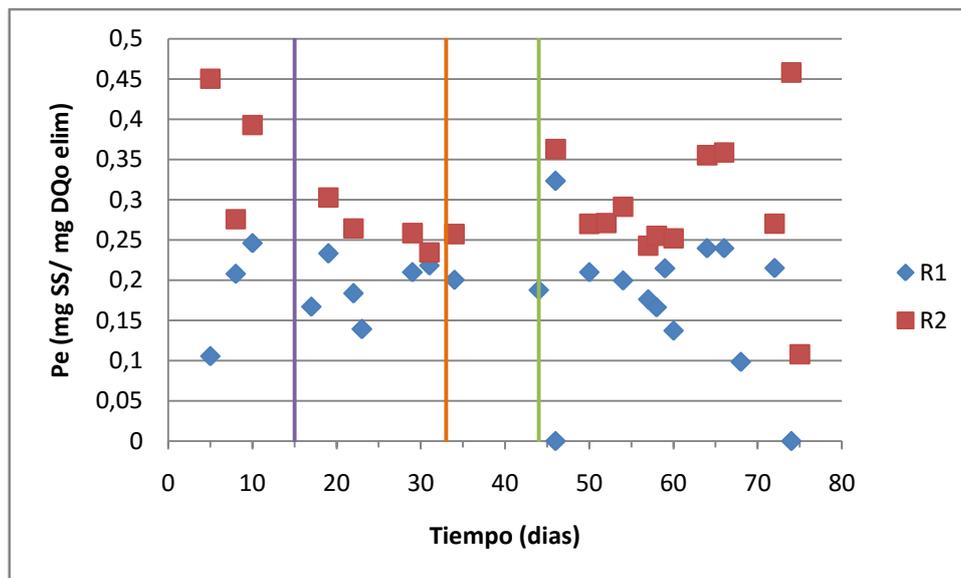


Figura 20: Evolución de la producción específica de fangos en R1 y R2

Como en el caso anterior los datos en la fase de aclimatación de los microorganismos son muy dispares hasta la línea naranja. Como era de esperar dado que la producción específica y el crecimiento de fangos están directamente relacionados, una vez suministrado el TCS la producción específica de fangos fue menor en R1 que en R2, observándose de nuevo el efecto del desacoplador metabólico sobre R1.

7.2.3.1 Reducción del crecimiento de los microorganismos.

Una vez mostrado el crecimiento específico de los microorganismos en ambos reactores, se decide compararlos. Tal y como se ha explicado en las condiciones de operación, se ha partido de dos reactores, uno con TCS y otro sin para poder emplear el SBR sin reactivo como blanco. De modo que la reducción del crecimiento específico del fango quedaría definido como:

$$(\%)\Delta Pe = \frac{Pe_2 - Pe_1}{Pe_2} \cdot 100 \quad (\text{Ecuación 14})$$

Donde:

- ΔPe : Hace referencia a la reducción de la producción de microorganismos, expresada en %.
- Pe_2 : Hace referencia a la producción específica de fangos en R2, expresada en (mg_{SS}/mg_{DQO}).
- Pe_1 : Hace referencia a la producción específica de fangos en R1, expresada en (mg_{SS}/mg_{DQO}).

Los valores obtenidos de la reducción de fango entre ambos reactores se muestran en la Figura 21 :

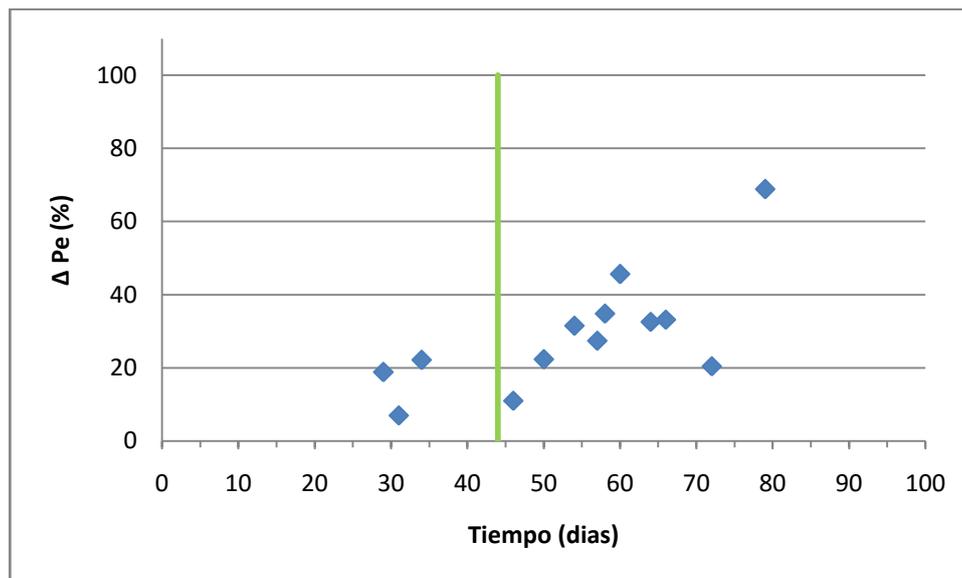


Figura 21: Reducción de la producción de fangos

Del tramo inicial se pueden considerar anómalos los puntos, dado que se parte del mismo fango y en la fase de aclimatación el crecimiento del fango es el mismo. A demás, para poder concluir que esos puntos son relevantes deberían de transcurrir varias edades del fango y en un periodo tan corto de aclimatación esto no ha ocurrido. Una vez suministrado el TCS (Línea verde) se observa como la reducción del fango es cada vez mayor, llegando al 30% y, estabilizándose entorno a dicho valor.

Al tratarse de datos experimentales, se ha realizado un promedio de la disminución del crecimiento del fango una vez suministrado el reactivo, obteniendo un valor del 32,74 %. Corroborándose de este modo los datos que figuraban en la bibliografía inicial del presente trabajo final de máster.

7.2.4 Evolución de la edad del fango en función del tiempo

La edad del fango es un parámetro clave en los reactores biológicos pues nos indica el tiempo que pasan los microorganismos en el reactor. Dicha edad se calcula como:

$$\theta = \frac{1}{C_M \cdot Pe} \quad (\text{Ecuación 15})$$

Donde:

- θ : Hace referencia a la edad del fango, expresada en días.
- C_M : Hace referencia a la carga másica del reactor, expresada como ($\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SS}} \cdot \text{d}$).
- Pe : Hace referencia a la producción específica de fango, expresada en ($\text{mg}_{\text{SS}}/\text{mg}_{\text{DQO}}$).

De modo que partiendo de los datos experimentales expuestos en el Anexo I y aplicándoles la Ecuación 15, se han obtenido los resultados de edad del fango mostrados en la Figura 22.

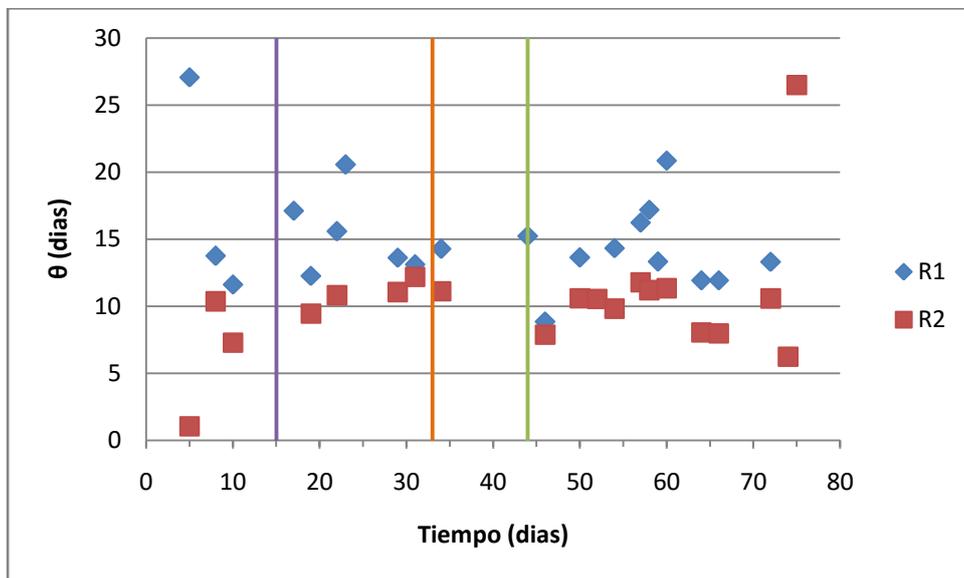


Figura 22: Evolución de la edad del fango en función del tiempo para ambos reactores

Del gráfico anterior se observa, que a partir de la línea naranja la edad del fango fue parecida en ambos reactores, consiguiendo unas condiciones de operación parecidas para el suministro del desacoplador.

A partir del suministro del TCS, se observa como la edad del fango fue mayor en R1 que en R2. Este hecho confirma los resultados anteriores, dado que si el fango crece menos, para mantener la concentración de sólidos constante en 3000 en el interior del reactor es necesario purgar menos y, como consecuencia, la edad del fango aumenta.

7.2.5 Evolución del ADN extracelular en función del tiempo

El ADN de los microorganismos se encuentra en el interior de los mismos, pero el que se ha medido es el que se encuentra en disolución junto con otros compuestos de las células, por ello se trata del ADN extracelular. El método de extracción empleado para la determinación de dichos compuestos es el método CER, que no rompe la pared celular.

Cabe destacar que el ADN obtenido en el método experimental se ha recalculado con la ecuación:

$$[]_R = []_M \cdot \frac{200}{V_M} \quad (\text{Ecuación 16})$$

Donde:

- $[]_R$: Hace referencia a la concentración real de ADN en la muestra en ng/ml.
- $[]_M$: Hace referencia a la concentración en la muestra de ADN en la muestra en ng/ml.
- V_M : Hace referencia al volumen tomado de muestra en ml.
- 200: Se trata del volumen real de la muestra en ml.

Los resultados de ADN obtenidos para ambos reactores se encuentran adjuntos en el Anexo I. En la Figura 23 se muestran dichos resultados en el volumen de muestra tomado recalculados mediante la (Ecuación 16).

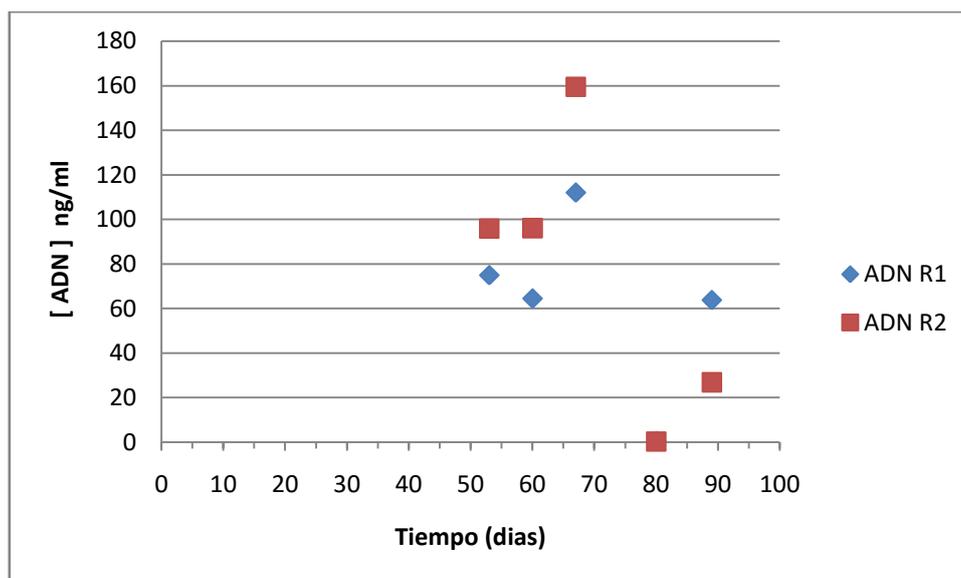


Figura 23: Evolución del ADN de los microorganismos para ambos reactores en función del tiempo.

De la Figura 23, cabe destacar en primer lugar que no se ha realizado análisis de ADN de los reactores hasta que se ha suministrado el TCS. De modo que sólo se dispone de información para comparar entre ambos reactores una vez suministrado el reactivo.

Se observa pues como la concentración de ADN en el R2 es mayor que para el R1 hasta el día 80 de la experiencia, pero luego se invierten, guardando una dudosa relación entre ambos reactores. Por lo que se puede establecer que la adición de TCS no produce lisis celular.

7.2.6 Evolución de las SMP's en función del tiempo

Las SMP (Productos Microbianos Solubles), se pueden definir como los productos de hidrólisis de las sustancias que generan los microorganismos para protegerse del entorno. Las SMP están compuestas principalmente por proteínas y carbohidratos.

En la Figura 24 se muestra un gráfico diferenciando las proteínas y los carbohidratos obtenidos experimentalmente en el licor de mezcla de ambos reactores (Anexo I) siendo la suma de ambos el total de los SMP's.

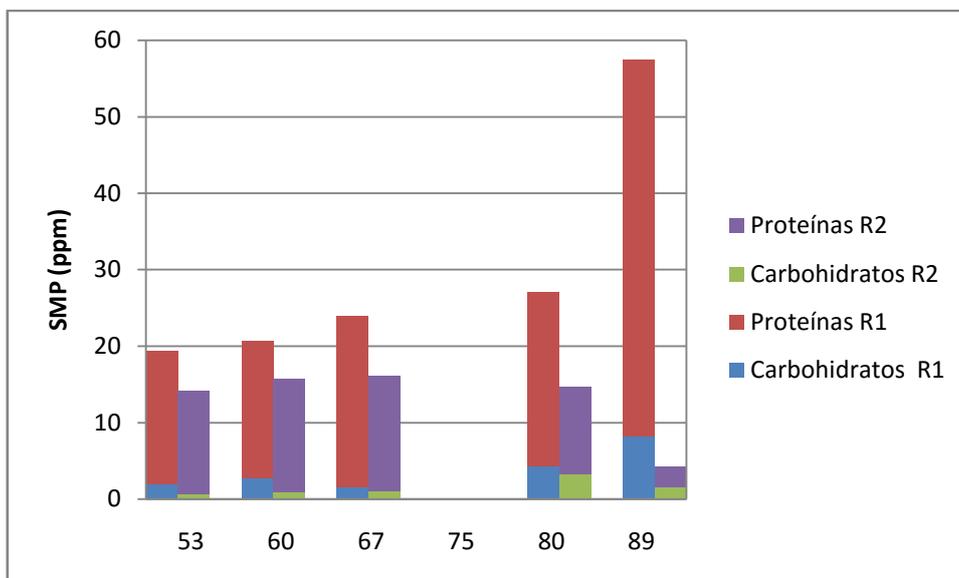


Figura 24: Evolución de los SMP's en el licor de mezcla de ambos reactores

En primer lugar cabe destacar que debido a la dificultad experimental del análisis, únicamente se ha realizado análisis de SMP's, EPS's y ADN a partir de una semana de haber suministrado el desacoplador.

Se observa cómo para ambos reactores las sustancias más representativas de los SMP's son las proteínas, siendo por tanto los carbohidratos las sustancias menos representativas de los mismos.

La Figura 24 evidencia también que en el reactor en el que se ha dosificado el TCS (R1) siempre hay una mayor cantidad de SMP's que en el reactor en que no se ha dosificado. Este hecho se puede justificar relacionando la producción de SMP's con los mecanismos de defensa de los microorganismos ante el reactivo.

Se observa también cómo a medida que aumenta el tiempo de dosificación del TCS cada vez se están obteniendo concentraciones mayores de SMP, por lo que los SMP's se van acumulando en el licor de mezcla. Creando de este modo una mayor defensa de los microorganismos frente al reactivo. Por lo que contrariamente a lo enunciado por diferentes autores, se puede afirmar que los SMP son producto del estrés microbiano.

En cuanto a los SMP's del R2, a excepción de la última muestra se observa que se mantienen más o menos constantes a lo largo de la experiencia, esta variaciones podrían asociar con el estrés de los microorganismos en la depuración del agua. En lo que se refiere al último día de muestreo en el R2, se obtiene un valor muy reducido de SMP, dato que se puede considerar anómalo dado el extraño funcionamiento del reactor 2 en estos últimos días.

Todo esto confirmaría la teoría de la barrera protectora de los SMP's contra el desacoplador y el efecto acumulativo del TCS.

7.2.7 Evolución de las EPS en función del tiempo

Las EPS son las sustancias extracelulares que generan los microorganismos y, están compuestas de carbohidratos, proteínas y otras sustancias, al igual que los SMP. Cabe recordar que como mayoritariamente están compuestos de carbohidratos y proteínas, la suma de los EPS carbonatos y los EPS proteínas forman los EPS's analizados.

En el Anexo I se muestran los datos obtenidos experimentalmente en las extracciones de EPS's de los licores de mezcla de ambos reactores. Para poder comprar dichos datos se representan a continuación:

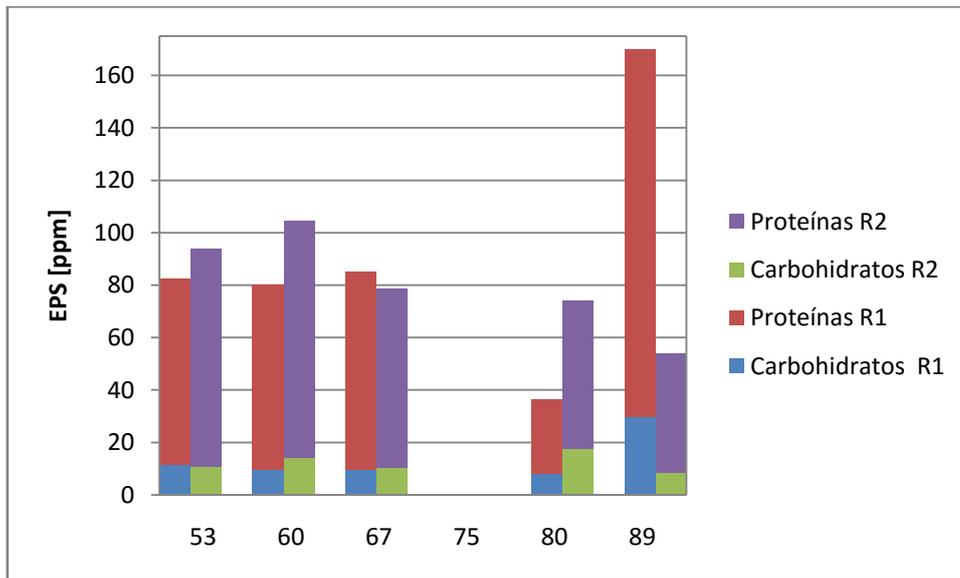


Figura 25: Evolución de los EPS's en ambos reactores

Del gráfico mostrado en la Figura 25, se observa cómo ambos reactores generan cantidades parecidas de EPS's al inicio de la experiencia. Además se observa como los resultados de ambos reactores están muy a la par, a excepción del resultado obtenido para el 89 de la experiencia el cual carece de sentido y se va a considerar anómalo. Por ello contradiciendo lo enunciado por diferentes autores, se puede concluir que el reactivo no altera los resultados de productos extracelulares solubles obtenidos.

7.3 Resultados respirometría.

Tal y como se indicaba en la metodología experimental se han realizado cuatro respirometrías, una por cada reactor tanto al inicio de la adición del TCS, como antes de finalizar la experiencia. De modo que se van a presentar los resultados en dos bloques, por un lado los resultados iniciales y por otro los finales.

Destacar que los ensayos respirométricos se han realizado en un equipo con un Software, Surcis, que ha ido recogiendo los datos en gráficos, todos ellos presentes en el Anexo II.

7.3.1 Resultados al inicio de la experiencia

a) Resultados para el R1.

En primer lugar se va a obtener el ratio de oxígeno consumido (OUR) inicial para el R1. El OUR, tal y como se indicaba anteriormente (Capítulo 3.3.4.1) se obtiene a partir del balance efectuado a la concentración de oxígeno.

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = -OUR \quad (\text{Ecuación 17})$$

En la Figura 26 se muestra el gráfico obtenido por el software del equipo, en el que se representa cómo va evolucionando en función del tiempo la cantidad de oxígeno disuelto en el licor de mezcla después de saturar de oxígeno la muestra.

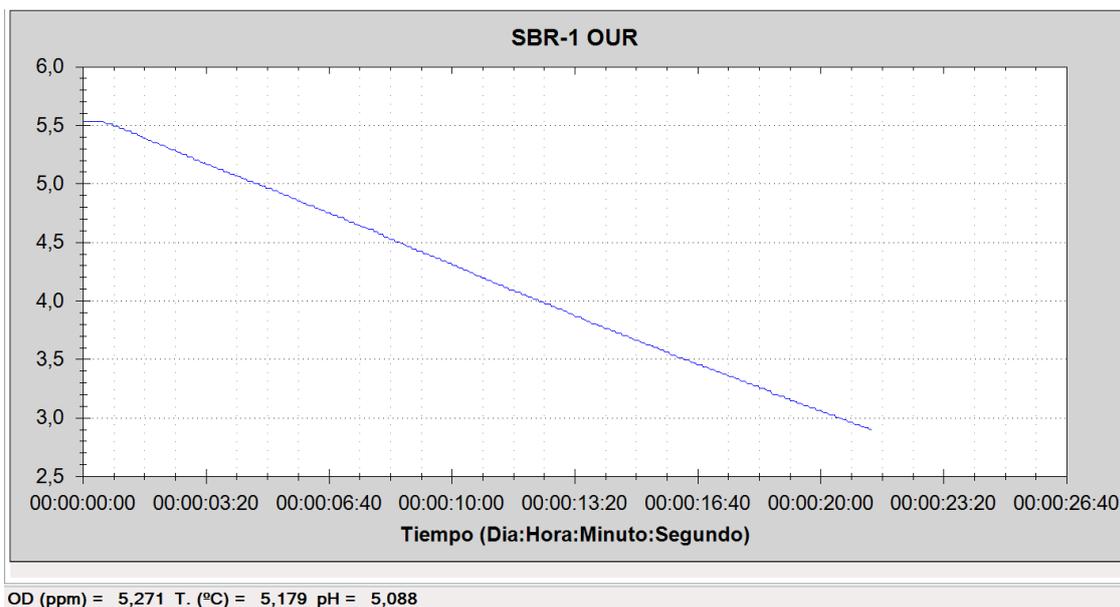


Figura 26: Evolución del oxígeno disuelto en función del tiempo en el R1

De dicho gráfico se han extraído cuatro puntos Tabla 7. A partir de estos puntos, ajustándolos a una recta, se ha podido obtener el valor de la pendiente de la recta representada en la Figura 27.

Tabla 7: Puntos seleccionados para la obtención del OUR inicial del R1

T (h)	OD (mg/L)
0,05	5,21
0,1	4,83
0,15	4,44
0,216	3,925

Representando dichos puntos en la Figura 27, se obtiene:

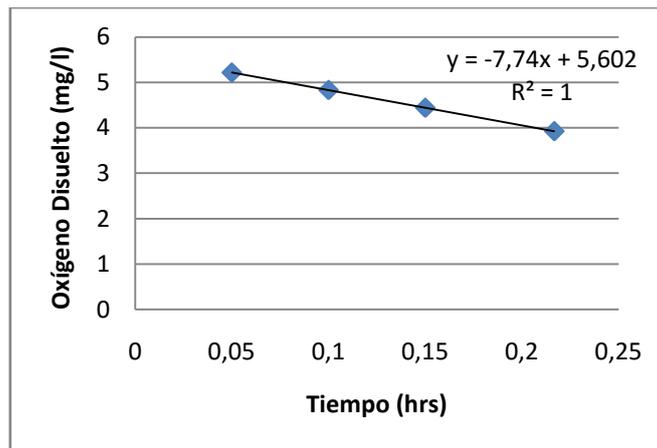


Figura 27: Evolución del oxígeno disuelto en el R1

La pendiente obtenida en la Figura 27 se corresponde con el valor de $-OUR$, dado que en la Ecuación 17 se observaba que dicho valor era negativo al consumirse el oxígeno. Por lo tanto, en el momento de añadir el TCS al reactor 1, el valor del OUR fue de $7.74 \text{ mg/L}\cdot\text{h}$.

Pero, tal y como se mencionaba anteriormente, el OUR está relacionado con la actividad de los microorganismos, por lo que para poder comparar valores del OUR debemos obtenerlo de forma específica (por gramo de microorganismos) para que no influya la cantidad de microorganismos presentes en la muestra. La forma de indicar el OUR específico es mediante el SOUR. El SOUR, como se muestra en la Ecuación 18 se obtiene dividiendo el OUR entre la cantidad de microorganismos presentes en la muestras. Dichos microorganismos se determinan como los sólidos volátiles que contiene la muestra de licor de mezcla en el inicio de la respirometría.

$$SOUR = \frac{OUR}{SSV_{muestra}} \quad (\text{Ecuación 18})$$

El día 46 de la experiencia se obtuvo un valor de sólidos volátiles en el reactor de $3,25 \text{ g/L}$. Por lo que substituyendo en la Ecuación 18:

$$SOUR_{R1_{inicial}} = \frac{OUR}{SSV_{muestra}} = \frac{7,74}{3,25} = 2,38 \frac{\text{mgO}_2}{\text{h} \cdot \text{gSSV}}$$

Una vez obtenido el SOUR, se va a determinar la actividad que tienen los microorganismos. La actividad se representa mediante el parámetro biocinético Y_H que a su vez está relacionado con el crecimiento de los mismos [Felix García-Ochoa et al. *Biochemical engineering Journal* 2010].

Para la obtención del Y_H , es decir la cantidad de sólidos presentes en el reactor por gamo de materia orgánica a eliminar, se recurre a la siguiente ecuación:

$$Y_H = 1 - \frac{OC}{DQO_{muestra}} \quad (\text{Ecuación 19})$$

Donde:

- Y_H , hace referencia al coeficiente específico de rendimiento de la biomasa heterótrofa (mg DQO microorganismos/mg DQO soluble).
- OC, hace referencia a los gramos de oxígeno consumidos en la eliminación de la materia orgánica, por litro (mg O_2 /l).
- DQO: hace referencia a la concentración de ateria orgánica (acetato) introducida para realizar el ensayo (mg acetato / L). El valor de la disolución introducida fue de 288 mg/L.

Tal y como se explica en el proceso experimental, una vez se llega a la respiración endógena, se introduce una cantidad de materia orgánica muy biodegradable (acetato de sodio). Una vez introducida esta materia orgánica se observa la evolución del oxígeno esperando a que los microorganismos vuelvan a fase endógena. En la Figura 28 se muestra el gráfico obtenido por el software, en el que se representa el consumo de oxígeno en función del tiempo:

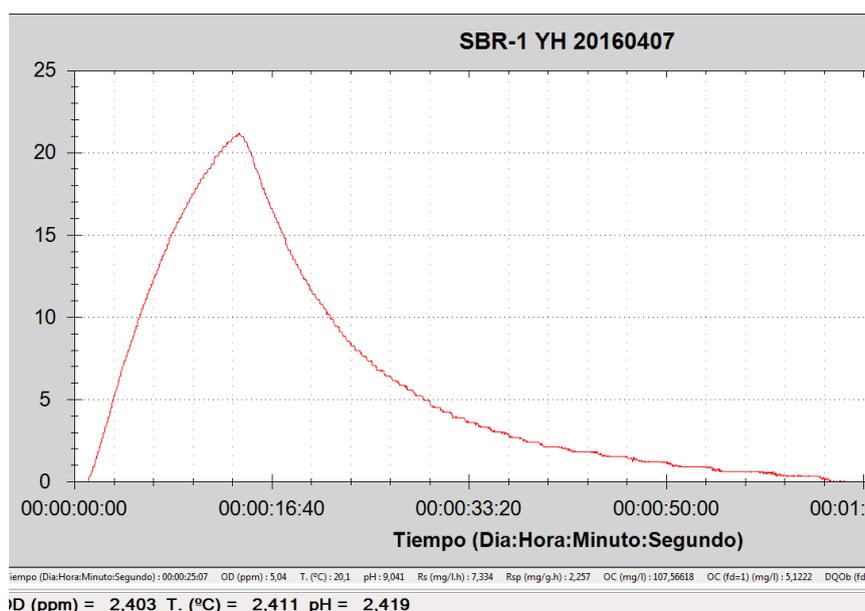


Figura 28: Consumo de oxígeno en función del tiempo para R1

El propio software nos proporciona el valor del área bajo la curva representada (OC), es decir la integral de la función que sigue la distribución del oxígeno. En este caso 137,61 mg O_2 /L.

Por lo que el valor de Y_H sustituyendo en la (Ecuación 19), será:

$$Y_H = 1 - \frac{137,61}{288} = 0,52 \frac{g_{cell_{DQO}}}{g_{DQO}}$$

b) Resultados para el R2.

Los cálculos realizados para la obtención del SOUR y el Y_H en el reactor con ausencia de TCS son los mismos que los realizados en el reactor con TCS. Por lo que el procedimiento de cálculo es el mismo que el detallado en el apartado anterior.

A continuación en la Figura 29 se muestra el gráfico obtenido por el software del equipo, en el que se representa la cantidad de oxígeno disuelto en función del tiempo.

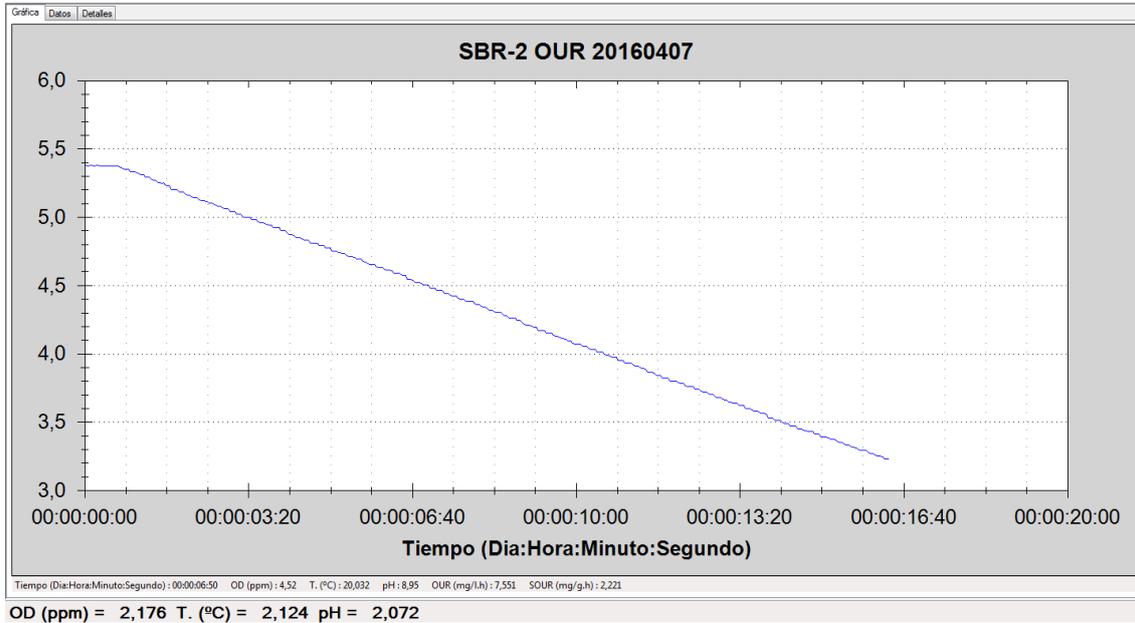


Figura 29: Evolución del oxígeno disuelto en función del tiempo en el R2

Como en el caso anterior de dicho grafico se han obtenido tres puntos (Tabla 12, Anexo II) a partir de los cuales se ha podido obtener la recta que modeliza la evolución del oxígeno disuelto durante la experiencia.

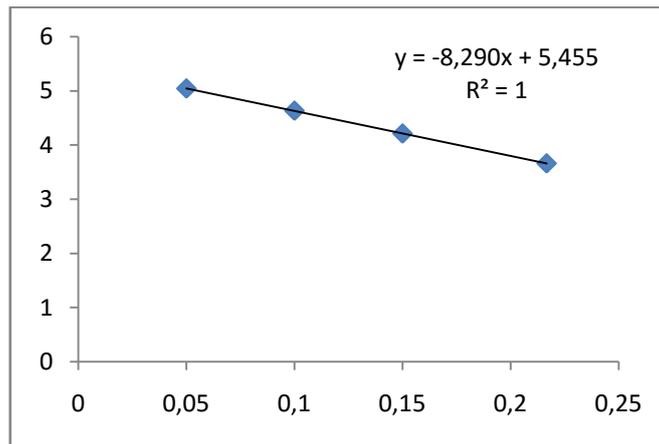


Figura 30: Evolución del oxígeno disuelto en el R2

De la Figura 30 se obtiene el valor del $-OUR$, es decir 8,29 mg/l. Mediante la ecuación 18, se podrá obtener el valor del OUR de forma específica, es decir el SOUR:

$$SOUR_{R2_{inicial}} = \frac{OUR}{SSV_{muestra}} = \frac{8,29}{3,4} = 2,44 \frac{mgO_2}{h \cdot gSSV}$$

De la misma forma que para el reactor 1, para completar el ensayo de la respirometría se ha obtenido el parámetro Y_H .

En la Figura 31 se muestra el grafico obtenido en Surcis de la evolución del oxígeno disuelto hasta la respiración endógena:

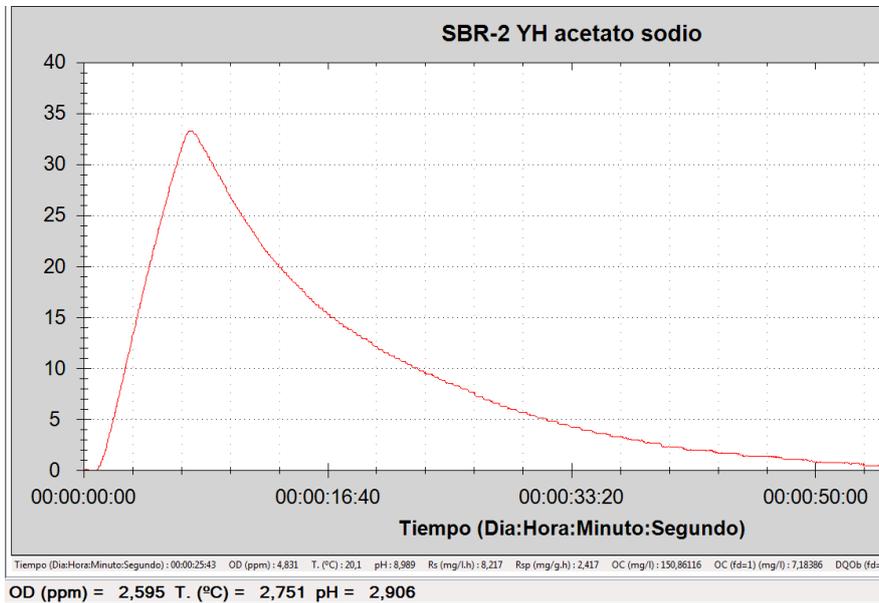


Figura 31: Consumo de oxígeno en función del tiempo para R1

Como en el caso anterior el valor del OC se obtienen de forma directa por el software del sistema, por lo que sustituyendo directamente en la ecuación 19 se obtendrá el valor de la cantidad de sólidos presentes en el reactor por gamo de materia orgánica a eliminar:

$$Y_H = 1 - \frac{181,3}{288} = 0,37 \frac{g_{cell_{DQO}}}{g_{DQO}}$$

7.3.2. Resultados al final de la experiencia

Tal y como se ha indicado en el procedimiento experimental, al final de la experiencia se ha realizado otra respirometría en ambos reactores para observar la evolución de los microorganismos.

a) Resultados para el R1

El procedimiento de cálculo realizado para la obtención de los resultados es el mismo que el explicado al inicio de la experiencia, por lo que los gráficos obtenidos del software se muestran en el Anexo II. Las tablas y gráficos efectuados para la obtención del OUR se muestran también en el Anexo II. Los parámetros obtenidos para el reactor 1 al final de la experiencia se muestran en la Tabla 8:

Tabla 8: Tabla resultados R1 al final de la experiencia

OUR (mg/L·h)	7,32
SOUR (mg/g·h)	2,64
OC (mg/L)	96,55
Y_H (g cell DQO/g DQO)	0,66

b) Resultados para el R2

Como para el reactor 1, los grafico y tablas empleados se muestran en el Anexo II. Los parámetros obtenidos en el ensayo al final de la experiencia para el reactor 2 se muestran en la Tabla 9:

Tabla 9: Tabla resultados R2 al final de la experiencia

OUR (mg/L·h)	7,1
SOUR (mg/g·h)	4,37
OC (mg/L)	102,01
Y_H (g cell DQO/g DQO)	0,65

7.3.3. Comparación de los parámetros obtenidos al inicio y al final de la experiencia.

A continuación se muestra una tabla resumen de los parámetros obtenidos al inicio y al final de la experiencia, en ambos reactores:

Tabla 10: Tabla resumen parámetros respirometría

	R1		R2	
	07/04/2016	12/05/2016	07/04/2016	12/05/2016
OUR (mg/L·h)	7,74	7,32	8,29	7,1
SOUR (mg/g·h)	2,38	2,64	2,44	4,37
OC (mg/L)	137,61	96,55	181,3	102,01
Y_H (g cell DQO/g DQO)	0,52	0,66	0,37	0,65

En cuanto al SOUR (*Standard Oxygen Uptake Rate*) se observa cómo para R1 es prácticamente el mismo antes que después de la adición del reactivo, por lo que se puede afirmar que la adición del TCS no influye en el consumo de oxígeno por parte de los microorganismos.

En el caso de R2, el valor del ratio del consumo de oxígeno específico prácticamente se duplica al final de la experiencia, lo que indica que los microorganismos se encuentran más activos. Conclusión coherente, dado que han tenido más tiempo para aclimatarse y cada vez degradan mejor la materia orgánica

Por lo que finalizado el ensayo, se observa como la actividad de los microorganismos en el reactor con TCS es menor que la actividad de los que tienen ausencia de reactivo, en lo que se corrobora el efecto del reactivo. Aunque es evidente la diferencia de actividad entre ambos reactores, ambos producen efluentes con porcentajes de eliminación de materia orgánica prácticamente iguales. Por lo que una posible explicación para esto sería que el reactivo actúa sobre los microorganismos inhibiéndolos en medios desfavorables para ellos, como en condiciones de escasez de oxígeno y sustrato. Pero, en el momento en que se ven favorecidos en medios con abundante sustrato y oxígeno, se desinhiben realizando su metabolismo normal.

En cuanto al Y_H (Cantidad de microorganismos necesarios para degradar cierta cantidad de materia orgánica) se observan que ambos reactores tienen valores parecidos al final de la experiencia, por lo que reafirmaría la teoría anterior. Para una misma cantidad de materia orgánica a degradar serían necesaria la misma cantidad de microorganismos de R1 que de R2, es decir el desacoplador no afectaría al rendimiento de depuración del reactor en condiciones favorables de reacción.

Destacar el dato de Y_H inicial en el R2. Dicho dato se va a considerar anómalo, dado que ambos licores de mezcla parten del mismo fango de siembra y las mismas condiciones de operación y difiere mucho del primer SBR.

8. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

El diseño para la instalación de la estación depuradora se realizará partiendo de un agua con la composición indicada en la tabla 11:

Tabla 11: Caracterización del agua a depurar

Parámetro	Cuantificación
DQO	1400 ppm
DBO ₅	1000ppm
SS	760 ppm
NT	130 ppm
PT	17 ppm
pH	7
Conductividad	1328 $\mu\text{S/cm}$

Destacar que el objeto del presente trabajo final de máster es el diseño del tratamiento biológico, por lo que se asume que el 90% de los sólidos en suspensión se eliminan en el tratamiento primario y pretratamiento [24]. Cabe comentar que el tratamiento no es objeto de este Trabajo Final de Máster.

En la Figura 32 se muestra un esquema de los equipos diseñados en la instalación.

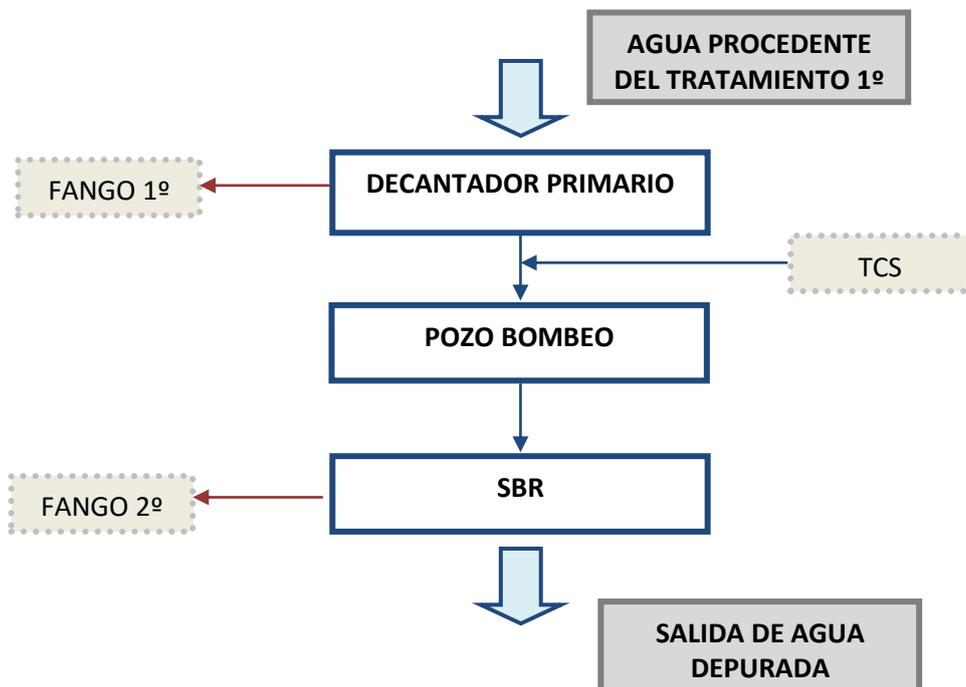


Figura 32: Tratamiento propuesto para el agua a tratar

8.1 Determinación del coeficiente punta

Para garantizar el funcionamiento de la instalación en posibles desviaciones del caudal, se deberá determinar un coeficiente punta, de manera que ésta pueda absorber los posibles picos de caudal producidos.

Destacar que el caudal punta únicamente se tendrá en cuenta en el diseño del decantador primario, que es el que actúa como “amortiguador” de las subidas de caudal a la entrada de la EDAR. Debido a esto, el caudal que se utilizará en el diseño del reactor biológico será el caudal medio.

Para la obtención del coeficiente punta, será necesario conocer los habitantes equivalentes. El diseño experimental se ha llevado a cabo con un agua residual simulada de 1000ppm de DQO, valor que coincide con el valor típico estipulado para una agua residual urbana fuerte estipulado por Metcalf & Eddy [25]. De manera que, conocido el caudal medio de la instalación, la concentración de materia orgánica en la entrada, y partiendo de la definición de habitante equivalente (Un habitante equivalente produce 60 g de DBO₅ cada día), se obtiene que:

$$h.e = \frac{1000 \text{ mgDBO}_5}{l} \cdot \frac{10^3 l}{m^3} \cdot \frac{9000 m^3}{d} \cdot \frac{1g}{10^3 mg} \cdot \frac{1d}{60gDBO_5} = 150000 \text{ he}$$

En la Figura 33, se muestra la variación del coeficiente punta utilizado en función del número de habitantes equivalentes y de diferentes autores. En el caso que nos ocupa, los habitantes equivalentes son 150000 he.

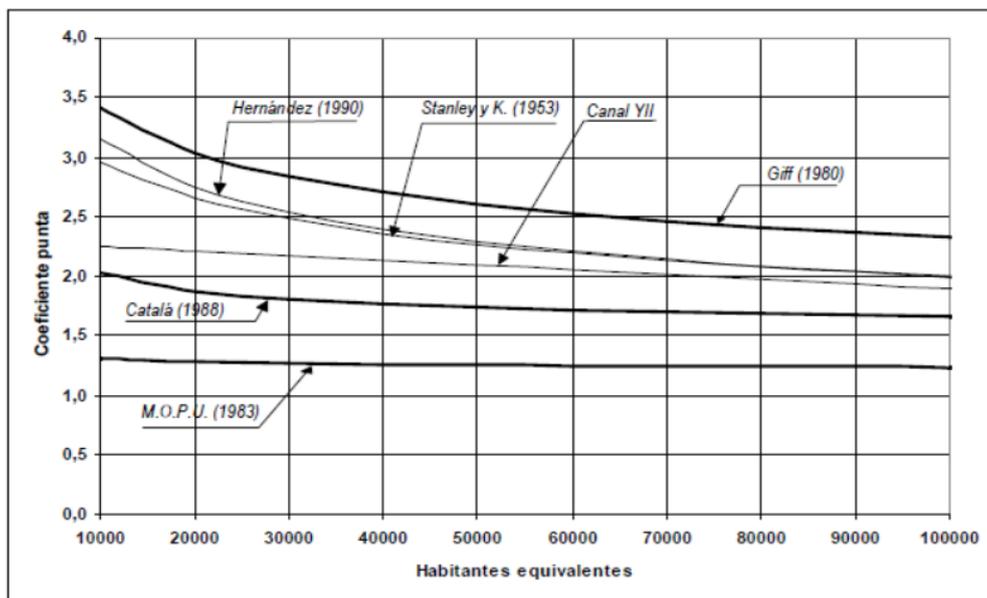


Figura 33: Coeficiente punta en función de los He [Fte. Catalá]

Se observa como prácticamente todos los autores tienen una tendencia asintótica en torno al valor de 1.5, por lo que extrapolando la gráfica y siendo conservadores, se tomará el valor de 1.5 como coeficiente punta de la instalación.

8.2 Decantador primario

Una vez seleccionado el factor punta de la instalación, se procederá a realizar el diseño del decantador primario. En el diseño del mismo se trabajará con caudal punta, para amortiguar los posibles picos de caudal al reactor biológico. Los parámetros de diseño escogidos son:

- Velocidad Ascensional $\rightarrow q_A = 2 \frac{m}{h}$
- Coeficiente Punta $\rightarrow 1,5$
- Tiempo de Residencia Hidráulico $\rightarrow THR = 1.5 h$

Por lo que partiendo de la definición de la velocidad ascensional, se obtendrá la sección del decantador:

$$q_A = \frac{Q}{S} \rightarrow S_{dec} = \frac{Q_{punta}}{q_{A,p}} = \frac{1,5 \cdot \frac{9000 m^3}{día}}{2 \frac{m}{h} \cdot 24 \frac{h}{día}} = 281,25 m^2$$

Por lo que el diámetro será:

$$S = \frac{\pi}{4} \cdot \varphi^2 \rightarrow \varphi_{dec} = \sqrt{S \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{281,25 \cdot \frac{4}{\pi}} = 18,92 m \cong \mathbf{19 m}$$

Se observa pues que el diámetro es inferior a 40m, por lo que cumple con las restricciones de diseño estipuladas.

Partiendo de la definición de tiempo de residencia se calcula el volumen del decantador:

$$THR = \frac{V}{Q} \rightarrow V_{dec} = THR \cdot Q_{punta} = 1,5 \cdot 1,5 \cdot 9000 \frac{m^3}{día} \cdot 1 \frac{día}{24h} = 843,75 m^3$$

Y, por definición, la altura del decantador se puede calcular como:

$$h_{dec} = THR \cdot q_{A,p} = 1,5 \cdot 2 \frac{m}{h} = 3m$$

A continuación, en la Tabla 12, se recogen los resultados del diseño del decantador:

Tabla 12: Resumen de los parámetros y dimensiones de diseño del decantador primario

Parámetros y dimensiones del decantador a caudal punta	
Factor punta	1,5
Velocidad ascensional (m/h)	2
Superficie (m ²)	281,25
Diámetro (m)	19
Volumen (m ³)	843,75
tiempo retención (h)	1,5
Altura (m)	3

Diseñado el decantador primario, se deberán recalcular las concentraciones de entrada al reactor biológico para los sólidos en suspensión, la DBO₅ y la DQO. Para recalcular dichas concentraciones se hará uso del gráfico estipulado por Aurelio Hernández, mostrado en la Figura 34.

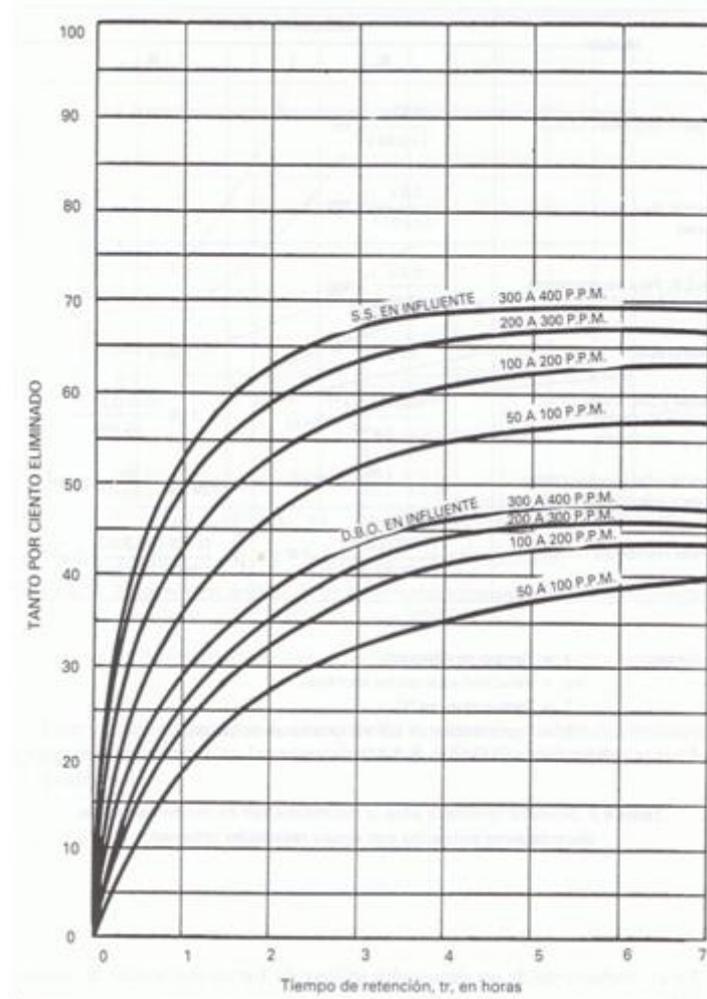


Figura 34: Rendimientos eliminación SS y DBO₅ en función del Th Fte[19]

Aunque se está trabajando con concentraciones superiores de SS y DBO₅ que las máximas mostradas en el gráfico de la Figura 34, se trabajará de forma conservadora y se tomarán las curvas superiores en ambos parámetros de modo que quede sobredimensionada la instalación. En este caso, para el tiempo de residencia estipulado en el decantador primario (1,5 horas) se obtienen los siguientes rendimientos de eliminación:

$$\eta_{SS} = 57\%$$

$$\eta_{DBO_5} = 32\%$$

Tal y como se ha mencionado anteriormente prácticamente el 90% de los sólidos en suspensión se eliminan entre el tratamiento primario y pretratamientos (desarenado, desengrasado y floculación -coagulación) por lo que no se tendrán en cuenta en el diseño del tratamiento biológico.

En cuanto a la carga orgánica, el diseño del reactor se va a realizar en base a la DQO del alimento, por lo que será necesario recalcular la cantidad de ésta eliminada en el decantador. Para ello se asumirá que el rendimiento de eliminación en el decantador primario será el mismo que para la DBO₅. Dado que los rendimientos de eliminación se basan en el tamaño de partícula y la DBO₅ tiene el mismo tamaño que la DQO, se puede realizar esta estimación. Recalculando pues el valor de entrada de la DQO al tratamiento biológico:

$$DBO_{5f} = DBO_5 \cdot (1 - \eta_{DBO_5}) = 1000 \cdot (1 - 0.32) \approx 700 \text{ ppm}$$

$$DQO_f = DQO_i \cdot (1 - \eta_{DBO_5}) = 1400 \cdot (1 - 0.32) \approx 1000 \text{ ppm}$$

Por lo que para la realización de los cálculos de diseño se establecerá el siguiente factor de conversión entre la DQO y la DBO₅:

$$\text{Relación } \frac{DBO_5}{DQO} = \frac{0,7 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{m}^3}}{1 \frac{\text{kg } DQO}{\text{m}^3}} = 0,7 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{kg } DQO}$$

8.3 Suministro de TCS

A la salida del decantador primario se decide suministrar en línea el desacoplador metabólico (TCS). Se dosificará en la tubería que recoge el sobrenadante del decantador y desemboca en el tanque de homogenización. Se decide dosificar en este punto para garantizar que se suministre la cantidad adecuada de reactivo, dado que en el pozo de bombeo no se sabrá de una manera exacta el volumen de influente que habrá y ello puede llevar a errores en la concentración resultante del reactivo dosificado. Dicha concentración se ha fijado en 1 ppm, por lo que a continuación se calculará el caudal de reactivo a dosificar.

Realizando un balance de materia al reactivo, se obtiene la Ecuación 20X:

$$[TCS]_D \cdot Q_D = [TCS]_f \cdot Q_f \quad (\text{Ecuación 20})$$

Donde:

- $[TCS]_D$: Hace referencia a la concentración del TCS dosificado, expresada en ppm (mg/l).
- Q_D : Hace referencia al caudal de TCS a dosificar en el alimento, expresado en litros / día.
- $[TCS]_f$: Hace referencia a la concentración del TCS en la corriente de entrada en la instalación, expresada en ppm (mg/l).
- Q_f : Hace referencia al caudal de entrada a la instalación diario, expresado en litros / día.

De modo que empleando la Ecuación 20 y, sabiendo que el fabricante suministra el TCS concentrado a 10000 ppm disuelto en metanol, se obtendrá de forma inmediata el caudal de TCS a suministrar en la instalación:

$$Q_D = \frac{[TCS]_f \cdot Q_f}{[TCS]_D} = \frac{1 \cdot \frac{mg}{l} \cdot 9000 \cdot \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{10^3 l}{1m^3}}{10000 \cdot \frac{mg}{l}} = 900 \frac{l}{dia}$$

Por último se calculará la cantidad de reactivo consumido diariamente en la instalación, es decir (kg_{TCS}):

$$kg_{TCS} = [TCS]_D \cdot Q_D = \frac{10000 \text{ mg}}{1l} \cdot \frac{1kg}{10^6 mg} \cdot \frac{900 l}{d} = 9 \frac{kg \text{ TCS}}{d}$$

El reactivo se dispondrá en tanques en agitación constante, que se suministrará mediante una bomba peristáltica a la instalación en la propia tubería. De este modo la disolución del mismo también se verá favorecida con el régimen turbulento de la tubería. Destacar que dado el reducido volumen del caudal del reactivo incorporado a la instalación en relación al de entrada a la instalación, se despreciará en el diseño de la misma.

8.4. Tanque de homogenización

Diseñado el decantador primario, se dispondrá de un tanque de homogenización a modo de espera, con la finalidad de almacenar el agua que se debe bombear al SBR por ciclos. De esta forma, el sobrenadante procedente del decantador primario, que trabaja en continuo, se acumulará mientras el SBR no esté en fase de llenado.

Por motivos de seguridad, se decide fijar el volumen de dicho pozo en 9000m^3 . Es decir el volumen correspondiente al caudal diario de la instalación.

Para el diseño del pozo de bombeo se fijará una altura de 15m, por lo que las dimensiones del mismo vendrán dadas por:

$$\text{Superficie} = \frac{\text{Volumen}}{\text{altura}} = \frac{9000}{15} = 600 \text{ m}^2$$

Por lo que se establecerá un tanque de homogenización de sección rectangular con las dimensiones indicadas en la Figura 35:

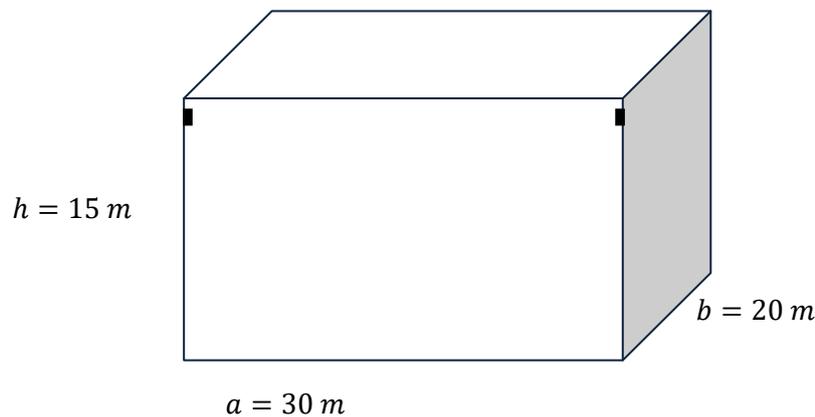


Figura 35: Dimensiones Pozo de bombeo

En la Figura 35 se muestran dos puntos negros en la parte superior del pozo. Dichos puntos representan los sensores de nivel dispuestos en el tanque, a 1,5 m de la superficie, es decir indicaran el 90% de la capacidad del depósito. De modo que si se alcanza este nivel, saltaran una serie de alarmas que alerten al personal de operación de la planta. En dicho caso se desaguará el tanque con una válvula, que llevará el agua a cabecera de planta, ya que el decantador primario es un sistema que opera en continuo y no se podrá parara la entrada de agua al tanque sin parar la instalación.

8.5 Diseño del tratamiento secundario

8.5.1 Reactor biológico

A) Cálculo del volumen del reactor

El diseño del reactor biológico se realizará con el caudal medio de la instalación dado que las posibles subidas y bajadas de caudal quedarán amortiguadas por el decantador primario.

Los parámetros de diseño de la instalación son los fijados en los ensayos experimentales:

- Carga Másica $\rightarrow C_M = 0.35 \frac{kg \text{ DQO/día}}{kg \text{ SSLM}}$
- Sólidos en Suspensión en el Licor de Mezcla $\rightarrow SSLM = 3 \frac{kg}{m^3}$

Con dichos parámetros, y los valores del caudal y DQO de entrada al reactor, se obtendrá de forma inmediata el volumen del mismo:

$$V = \frac{DQO_f \cdot Q_m}{C_M \cdot SSLM} = \frac{1000 \frac{mgDQO}{L} \cdot \frac{10^3 L}{m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6 mg} \cdot 9000 \frac{m^3}{día}}{0.35 \frac{kgDQO/día}{kg \text{ SSLM}} \cdot 3 \frac{kg \text{ SSLM}}{m^3}} = 8571,42 \text{ m}^3$$

La geometría que se seleccionará para el reactor biológico será cilíndrica evitando volúmenes muertos de mezclas. Sabiendo que el volumen del reactor es de 8571,42 m³ se decide instalar tres reactores en paralelo trabajando de este modo con volúmenes más pequeños (2857,14 m³ cada reactor). Los reactores estarán abiertos a la atmósfera al ser un proceso biológico de tipo aerobio. Por condiciones de seguridad y evitar posibles desbordes todos ellos contará con un nivel de seguridad de un 10 % sobre el volumen diseñado y con la disposición de sondas de nivel.

La altura de dichos tanques se fijara en 10m, dato típico de reactores de depuración de aguas industriales secuenciales por lo que el resto de dimensiones se calcularán como:

$$V_{real} = V_{diseño} \cdot 1.1 = 3142,85 \text{ m}^3$$

$$S = \frac{V_{real}}{h} = \frac{3142,85 \text{ m}^3}{10 \text{ m}} = 314,28 \text{ m}^2$$

$$S = \frac{\pi}{4} \cdot \varphi^2 \rightarrow \varphi_{dec} = \sqrt{S \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{314,28 \cdot \frac{4}{\pi}} = 20 \text{ m}$$

De modo que los tres reactores se dimensionarían como:

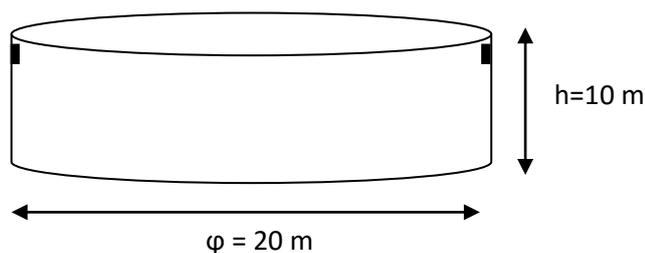


Figura 36: Predimensionamiento de los reactores con las sondas de nivel

Por lo tanto, la instalación contará con tres reactores en paralelo que trabajarán en ciclos de 8 horas cada uno, de manera análoga a la planta piloto. Destacar que cada reactor operará en una fase diferente de operación, de este modo se intentará en manera de lo posible que haya uno en fase de llenado, evitando posibles colapsos del tanque de homogenización. Dichos tanques se provisionarán también con sondas de oxígeno con el fin de detectar posibles problemas de aireación.

B) Cálculo de la producción neta y específica

Una vez calculado el volumen de los reactores, se deberá calcular tanto la producción neta como la específica de fangos en cada uno de ellos. Para la producción neta y específica de fangos se emplearán las siguientes expresiones:

- Producción neta:

$$\Delta X = P_e \cdot Q_f \cdot [DBO_5] \quad (\text{Ecuación 21})$$

Donde:

- ΔX : Hace referencia a la producción neta de fangos, expresada en kg SS/día.
- P_e : Hace referencia a la producción específica de fangos, expresada en kgSS/día·kg DBO₅.

- Producción específica:

$$P_e = \frac{1}{C_M \cdot \theta} \quad (\text{Ecuación 22})$$

Donde:

- C_M : Hace referencia a la carga másica del reactor, fijada por las condiciones de operación y expresada en kgSS/kgDQO.
- θ : Hace referencia a la edad del fango en el reactor, expresada en días.

Por otro lado Huskyen establece la relación:

$$P_e = 1,2 \cdot C_M^{0,23} \quad (\text{Ecuación 23})$$

En esta relación Huskyen hace referencia a la carga másica expresada como kgSS/kgDBO₅. De modo que haciendo uso de dicha definición y empleando la relación establecida anteriormente entre la DBO₅ y la DQO en la entrada al reactor, se obtiene de manera directa la producción específica de kg SS por kg de DBO₅:

$$P_e = 1,2 \cdot \left(\frac{0,35 \text{ kgSS}}{\text{kg DQO}} \cdot \frac{1 \text{ kg DQO}}{0,7 \text{ kgDBO}_5} \right)^{0,23} = 1,023 \frac{\text{kgSS}}{\text{kgDBO}_5}$$

Obtenida la producción específica de fangos, haciendo uso de la ecuación 22, se obtendrá de manera prácticamente inmediata la edad del fango:

$$\theta = \frac{1}{C_M \cdot P_e}$$

Pero antes habrá que convertir la producción específica a quilos de DQO depurada en lugar de DBO₅. Para ello, se partirá de la relación que guardan dichos compuestos en el agua residual de entrada:

$$P_e = 1,023 \frac{kgSS}{kgDBO_5} \cdot \frac{0,7kg DBO_5}{1 kg DQO} = 0,7162 \frac{kgSSLM}{kg DQO}$$

Obtenida producción específica en función de la DQO, se podrá obtener el valor de la edad del fango del reactor:

$$\theta = \frac{1}{P_e \cdot C_M} = \frac{1}{0,7162 \frac{kgSSLM}{kg DQO} \cdot 0,35 \frac{kg DQO/día}{kg SSLM}} = 3,98 \text{ días}$$

Conocida la producción específica de fangos, haciendo uso de la ecuación 21, se obtendrá de forma inmediata la producción neta de la instalación:

$$\Delta X = P_e \cdot Q_f \cdot [DQO] = 0,7162 \frac{kgSSLM}{kg DQO} \cdot \frac{9000m^3}{día} \cdot \frac{1kg DQO}{1 m^3} = 6445,8 \frac{kgSS}{día}$$

C) Cálculo del caudal de purga

En este apartado se calculará el caudal de purga de la instalación, a partir de un balance de sólidos en suspensión al reactor biológico. Para ello, es necesario establecer los valores máximos de salida que debe tener el efluente de la EDAR.

Tabla 13. Valores máximos de concentración de los diferentes parámetros a la salida de la EDAR. Adaptado de la Directiva Europea 91/271/CEE.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅) sin nitrificación	25 mg/l O ₂	70-90
Demanda química de oxígeno (DQO)	125 mg/l O ₂	75
Total de sólidos en suspensión	35 mg/l para >10000 he	90
	60 mg/l para 2000<he<10000	70

Estimando los límites para una EDARU (Estación Depuradora de Aguas Urbanas), la EDAR diseñada trata una población de 150000he, por lo que la concentración de sólidos en suspensión a la salida de la misma ha de ser inferior a 35 mg/l.

En nuestro caso, se va a limitar la cantidad de sólidos en suspensión a la salida de la EDAR un 40% por debajo del límite marcado por la Directiva. Esto se hace para prevenir un posible vertido fuera de ley en caso de que ocurriese algún problema en la operación normal de la EDAR.

$$SS_e = \%seguridad \cdot límite SS = (1 - 0.4) \cdot 35 = 21 \text{ mg/l}$$

Con el resto de parámetros se establece el mismo criterio, quedando así:

$$DBO_{5_e} = (1 - 0.4) \cdot 25 = 15 \text{ mg } O_2/l$$

$$DQO_e = (1 - 0.4) \cdot 125 = 75 \text{ mg } O_2/l$$

Comprobando que se cumplen los rendimientos mínimos de eliminación marcados por la Directiva:

$$\eta_{SS} = \frac{760 - 21}{760} \cdot 100 = 97,23\% > 90\%$$

$$\eta_{DBO_5} = \frac{1000 - 15}{1000} \cdot 100 = 98,5\% > 90\%$$

$$\eta_{DQO} = \frac{1400 - 75}{1400} \cdot 100 = 94,64\% > 75\%$$

Para ello, se definirán la concentración en sólidos en suspensión típica de la corriente de purga, que es del 0.8% (8 kg/m³). De modo que realizando los correspondientes balances de materia al reactor biológico, se obtiene que:

$$Q_f = Q_w + Q_e \quad (\text{Ecuación 24})$$

$$\Delta X = Q_w \cdot SS_w + (Q_f - Q_w) \quad (\text{Ecuación 25})$$

Donde:

- Q_w : Hace referencia al caudal de purga del reactor, expresado en m³/día.
- Q_e : Hace referencia al caudal del efluente del reactor, expresado en m³/día.
- Q_f : Hace referencia al caudal de entrada al reactor, expresado en m³/día.
- SS_w : Hace referencia a la concentración en sólidos en suspensión de la corriente de purga, fijada en (8 kg/m³)

De manera que despejando el caudal de purga en la ecuación 25 se obtiene la definición del caudal de purga:

$$Q_w = -\frac{\Delta X - Q_f \cdot SS_e}{SS_e - SS_w} = 748,15 \frac{m^3}{dia}$$

Esta caudal de purga, se gestionará por un gestor externo, por lo que para facilitar el coste de gestión en capítulos posteriores, a continuación se expresa en forma de caudal másico:

$$Q_w = 748,15 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{8 \text{ kg } SSLM}{1 \text{ m}^3} = 5985,2 \frac{kg \text{ SSLM}}{dia}$$

En la tabla 14, quedan recogidos los principales parámetros del fango en los SBR's.

Tabla 14. Resumen de los parámetros calculados.

Volumen reactor de diseño(m³)	3142,85 (x 3)
Edad fango (días)	3,98
P_e (kgSSLM/kgDQO)	0,716
ΔX (kgSS/día)	6445,8
Caudal purga, Q_w (m³/día)	748,15

D) Cálculo de la concentración de NT y PT eliminada por asimilación

Para realizar el cálculo del nitrógeno y fósforo eliminados por asimilación de los microorganismos, en primer lugar deberemos obtener la cantidad de sólidos volátiles presentes en la producción neta de fangos.

Experimentalmente se han obtenido los valores de sólidos volátiles en el licor de mezcla, estipulando un valor medio del 97% respecto a la cantidad total de sólidos.

$$\Delta X_v = \Delta X \cdot \%SSVLM = 6445,8 \frac{\text{kgSS}}{\text{día}} \cdot 0,97 = 6252,42 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Obtenida la cantidad total de materia orgánica en los microorganismos, de la tabla en la Tabla 15 se obtienen las cantidades de nitrógeno y fósforo necesarios como nutrientes para los mismos:

Tabla 15: Composición típica de las células bacterianas. Fte []

Elemento	Porcentaje de masa (en seco)	
	Intervalo	Valor típico
Carbono	45-55	50
Oxígeno	16-22	20
Nitrógeno	12-16	14
Hidrógeno	7-10	8
Fósforo	2-5	3
Azufre	0,8-1,5	1
Potasio	0,8-1,5	1
Sodio	0,5-2	1
Calcio	0,4-0,7	0,5
Magnesio	0,4-0,7	0,5
Cloro	0,4-0,7	0,5
Hierro	0,1-0,4	0,2
Otros	0,2-0,5	0,3

Obtenidos los porcentajes de nitrógeno y fósforo asimilados por los microorganismos a partir de la Tabla 15, a continuación se calculan las cantidades eliminadas de ambos en el tratamiento:

$$\text{kg}N_{elim} = \Delta X_v \cdot \%N = 6225,42 \cdot 0,14 = 750,29 \text{ kg } N/d$$

$$\text{kg}P_{elim} = \Delta X_v \cdot \%P = 6225,42 \cdot 0,02 = 125,04 \text{ kg } P/d$$

Calculando las cantidades de dichos nutrientes a la entrada del reactor, partiendo de sus concentraciones iniciales:

$$\text{kg}N_{feed} = 130 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{1\text{kg}}{10^6\text{mg}} \cdot \frac{10^3\text{l}}{1\text{m}^3} \cdot \frac{9000\text{m}^3}{d} = 1170 \text{ kg}N_f/d$$

$$\text{kg}P_{feed} = 17 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{1\text{kg}}{10^6\text{mg}} \cdot \frac{10^3\text{l}}{1\text{m}^3} \cdot \frac{9000\text{m}^3}{d} = 153 \text{ kg}P_f/d$$

Por lo que se comprueba que no será necesaria la adición de nutrientes para llevar a cabo el proceso biológico de depuración.

E) Cálculo de la cantidad de oxígeno necesaria y diseño de difusores

Tal y como se indicaba en el capítulo 3.3.4, los microorganismos consumen oxígeno para dos fines, por un lado la degradación de materia orgánica, y por otro para realizar su respiración endógena.

A continuación en la Tabla 16 se muestran las necesidades de oxígeno en función de la edad del fango. Los valores que se muestran se han calculado en base DQO.

Tabla 16: Necesidades de O₂ en función de la edad del fango (Fte. Pridesa) Recalculadas en base DQO

Edad del Fango (días)	Eliminación de Sustrato (gO ₂ /gDQO)	Respiración endógena (gO ₂ /gDQO)
1	0,364	0,079
2	0,371	0,143
3	0,379	0,186
4	0,386	0,229
5	0,393	0,257
6	0,400	0,286
7	0,407	0,307
8	0,414	0,329
9	0,421	0,343
10	0,429	0,357
12	0,443	0,379
14	0,443	0,400
16	0,443	0,414
18	0,443	0,429
20	0,443	0,443

La edad del fango resultante tenía un valor de 3,98 días, por lo que para determinar el consumo de oxígeno, se tomará una edad del fango de 4 días. De manera que:

$$O_{2_Necesario} = \frac{0,386 \cdot gO_{2_Sustrato}}{g DQO} + \frac{0,229 \cdot gO_{2_Respiración}}{g DQO} = 0,615 \frac{gO_2}{gDQO}$$

Recordando de los apartados anteriores:

- [DQO] = 1000 mg/L.
- Q_f = 9000 m³/d.
- Coeficiente punta =1,5.

Se podrá determinar el caudal de aire necesario en la instalación del siguiente modo:

$$0,615 \frac{KgO_2}{KgDQO} \cdot 9000 \frac{m^3}{d} \cdot 1 \cdot \frac{Kg DQO}{m^3} \cdot 1,5 = 8302,5 \frac{Kg O_2}{día}$$

Dicho caudal es el calculado para toda la instalación pero recordemos que se está operando con tres reactores en paralelo por lo que el caudal de aire necesario por reactor será de 2767,5 KgO₂/d.

A destacar que para prever posibles situaciones de operación en carga orgánica punta el oxígeno necesario se ha calculado con caudal punta, por lo que se ha considerado en coeficiente punta.

Calculada la cantidad de oxígeno necesario se determinará el número de difusores requeridos en la instalación. En el suministro del aire hay que tener en cuenta dos factores, el de transferencia del oxígeno al licor de mezcla y el de eficiencia de los difusores, que suele ser bastante bajo.

En primer lugar se calculará el caudal de aire a suministrar por los equipos, para ello basado en experiencias anteriores, se ha fijado un factor de transferencia del oxígeno al licor de mezcla en 0,7.

$$2767,5 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{día} \cdot \text{reactor}} \cdot \frac{1}{0,7 \cdot 0,23 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg Aire}} \cdot 1,29 \frac{\text{Kg Aire}}{\text{m}^3_{\text{aire CN}}}} = 13315,51 \frac{\text{m}^3 N}{\text{día} \cdot \text{reactor}}$$

Estableciendo una eficiencia de los difusores de 0,25 el caudal final a suministrar en la instalación diseñada es de:

$$13315,51 \cdot \frac{1}{0,25 \cdot 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}}} = 2219,25 \cdot \frac{\text{m}^3 N}{\text{hr}}$$

El caudal de aire dosificado por cada difusor es regulable, aunque operaran a caudal medio de 10 m³/hora. Por lo que el número mínimo de difusores a instalar en el reactor vendrá dado por la expresión:

$$\text{N}^\circ \text{ Difusores} = \frac{2219,25 \cdot \frac{\text{m}^3 N}{\text{hr}}}{10 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}} = 221,92 \approx 222 \text{ Difusores}$$

El número de difusores se ha obtenido partiendo de la cantidad de oxígeno necesaria ante situaciones de caudal punta, de manera que se podrá hacer frente a posibles situaciones extremas de incrementos de DQO.

F) Diseño del turbosoplante

Para el caudal de aire necesario a suministrar en cada reactor, 2219,25 m³N/hr, se ha seleccionado la casa comercial Sulzer, el modelo ABS HST 20-600-1-190. De las curvas del modelo, mostradas en el Anexo II, se ha determinado que para el suministro de dicho caudal, se obtienen unas pérdidas de carga de 48KPa, es decir 0,48 bar.

9. ESTUDIO ECONOMICO

Ejecutado el diseño de la implantación de una estación depuradora de agua residual, se ha calculado partiendo de los parámetros de agua de entrada la cantidad de fangos que se generarían en la misma.

Poniendo en práctica y adicionando el desacoplador metabólico estudiado a escala piloto, se ha obtenido una reducción de la producción de fango en un 32,74%. Por lo que se va a estudiar económicamente lo que ésta reducción supondría para los costes de la planta. Dicho estudio se va a ejecutar en base a la reducción del coste de gestión de residuos asociados a la gestión del fango generado.

En el apartado C del capítulo 8.5.1, se ha estimado el caudal de purga a producir en 5985,2 kgSSLM /día. El coste de gestión de una empresa gestora de residuos para lodos de depuradoras consultada es de 65€ por tonelada de fango. En la Tabla 17, se muestran los costes de la gestión de fangos generados en la planta:

Tabla 17 :Costes asociados a la gestión de residuos sin adicionar reactivo

Costes Gestión de fango		
Kg SSLM/d	€/Tonelada	Total Anual
5985,2	65	141998,87
Costes indirectos de dicha gestión (bombeo, trasiegos, etc..)		
Estimado como un 10% de los costes de gestión		14199,88
TOTAL costes anuales de gestión de residuos		156198,75

De modo que calculados, los costes de gestión de residuos sin adicionar desacoplador, se deberán calcular los mismos con la adición del reactivo, es decir en base a la reducción de producción estimada en el laboratorio:

Costes Gestión de fango		
Kg SSLM/d	€/Tonelada	Total Anual
5985,2	65	95565,23
Reducción estimada en la producción de fangos		32,7%
Costes indirectos de dicha gestión (bombeo, trasiegos, etc..)		
Estimado como un 10% de los costes de gestión		9556,52
Coste TCS		
Kg TCS/ día	€/Kg	Total
9	4040	13271,4
TOTAL costes anuales de gestión de residuos		118393,15

La diferencia entre ambos costes de gestión, sería el resultado de la reducción de los costes de la planta:

$$\text{Reducción costes} = \text{Costes}_{\text{Sin TCS}} - \text{Costes}_{\text{TCS}} = 156198,75 - 118393,15 = 37805,6 \text{ €}$$

Por lo que la dosificación del reactivo, supondría un ahorro anual de 37805,6 €.

10. CONCLUSIONES

Las conclusiones extraídas del presente trabajo final de máster se enumeran a continuación.

- Tras la experiencia con el desacoplador metabólico, se ha conseguido reducir la producción de fangos en un 32,74%.
- La reducción de la producción del fango no ha modificado de forma significativa la calidad del agua depurada. Dicha adición únicamente ha incrementado la concentración de fósforo en el efluente, debido a que dicho compuesto se elimina por asimilación y, al producirse menos microorganismos se elimina en menor medida.
- Se ha planteado como posible efecto del TCS, la inhibición de los microorganismos cuando se encuentran en condiciones desfavorables como ausencia de oxígeno y falta de sustrato. En el momento en que vuelve a tener oxígeno y sustrato, desarrollan su metabolismo normal, es por ello por lo que se mantendría la calidad del agua depurada.
- Los resultados del coeficiente de producción de biomasa (Y_H), confirman la conclusión anterior, dado que son muy parecidos en los dos reactores al inicio y al final de las experiencias. Cabe comentar que las respirometrías se realizan en condiciones muy favorables para los microorganismos (alta concentración de oxígeno disuelto y sustrato muy biodegradable), por lo que el TCS no los inhibe.
- Los resultados obtenidos de la velocidad de consumo de oxígeno específico (SOUR) aumentan en R2, indicando que en este reactor los microorganismos están más activos que en R1, en el que están continuamente estresados por el TCS.
- Se observa cómo la dosificación del TCS afecta a los microorganismos produciendo más productos microbianos solubles (SMP), utilizándolos como mecanismos de defensa antes el reactivo. Se emplea de este modo la energía en la producción de dichos productos, destinándola en menor medida a realizar el anabolismo celular, disminuyendo por tanto su crecimiento.
- La adición del TCS no produce lisis celular, es decir en los resultados del análisis del ADN no hay evidencias para pensar que se produce una muerte de las células.
- El diseño de la instalación cuenta con un decantador primario, sistema de dosificación del TCS, tanque de homogenización y tres reactores SBR en paralelo. El funcionamiento de dichos reactores se establece de manera que cada reactor funciones en una fase del ciclo con el objetivo de tener un SBR en fase de llenado el máximo tiempo posible, evitando así posibles problemas de desbordes en el tanque de homogenización
- La dosificación del reactivo se plantea en línea con el objetivo de obtener la mayor disolución del mismo en el agua residual antes de entrar en los SBR
- El estudio económico realizado, concluye que la adición del TCS reduce en casi 38000€ los costes de gestión de fangos, lo que supondría una reducción de aproximadamente un 8,5% de los costes totales de operación de la planta depuradora.

11. BIBLIOGRAFIA

- 1 Guang. H, et al. (2002). *Utilization of a metabolic uncoupler 3,3',4',5- tetrachlorosalicylanilide (TCS) to reduce sludge growth in activated sludge culture*. Water Research, 36, 2077-2083.
- 2 Dytezack M.A, Londry, K.L. et al. (2007). *Ozonation reduces sludge production and improves denitrification*. Water Research, 41, 543-550.
- 3 Saby. S, Sibille.I et al. (1997). *Influence of water chlorination on the counting of bacteria with DAPI (4',6'-diamidino-2-phenylindole)*. Appl Environ Microbiol, 63, 1564-1569.
- 4 Tokumura.M , Katoh. H et al. (2009).*Solubilisation of excess sludge in activated sludge process using the solar photo-Fenton reaction*. J.Azard Mater, 162 , 1309-1396.
- 5 Wei.Y, Wang.Y , Guo.X and Liu.J (2009). *Sludge reduction potencial of the activated sludge process by integrating an oligochaete reactor*, J. Hazard. Mater. 163 .
- 6 Tamis. J, Schouwenburg. GA , Kleerebezem. R, Loosdrecht. M.C.M. (2011). *A full scale worm reactor for efficient sludge reduction by predation in a wastewater treatment plant*, Water Research, 71, 189-202.
- 7 Khursheed. A, Kumari. M, Kumar.V , et al. (2015).*Specific oxygen uptake rate gradient – Another possible cause of excess sludge reduction in oxic-settling-anaerobic (OSA) process*, Chemical Engineering Journal.
- 8 Aragón.C , Quiroga J.M, Coello. M.D. (2016).*Comparasion or four chemical uncouplers for excess slugde reduction*, Environmental Technology.
- 9 Liu. Y, (2000), *Effect of chemical uncoupler on the observed growht yield in batch cultura of activated sludge*, Water Research ,34, 2025-2030.
- 10 Metcalf & Eddy (2000), *Ingeniería de Aguas Residuales*, 3rd ed. Mc Graw Hill.
- 11 Noguera. D, Araki.N, Rittmann.B. (1994). *Soluble microbial products (SMP) in anaerobic chemostats*, Biotechnoly Bioengineering, 44, 1040–1047.
- 12 Comte.S , Guibaud.G , Baudu.M. (2006). *Biosorption properties of extracellular polymeric substances (EPS) resulting from activated sludge according to their type: soluble or bound*, Process. Biochem, 41, 815–823.
- 13 Wingender.J , Neu.T , Flemming.H. (1999). *Microbial Extracellular Polymeric Substances: Characterization, Structures and Function*, Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg.
- 14 Saa.A , Teschke. O. (2006). *Extracellular polymeric bacterial coverages as minimal area surfaces*, J. Colloid Interface Sci, 304 (2), 0021–9797.
- 15 Tsuneda.S, Jung.J , Hayashi. J , Aikawa.A ,et al. (2003). *Influence of extracellular polymers on electrokinetic properties of heterotrophic bacterial cells examined by soft particle electrophoresis theory*, Colloids Surf, B Biointerfaces 29 (2–3) 0927–7765.

16 Liao.B , Allen. D , Leppard.G , Droppo.I , Liss.S. (2002). *Interparticle interactions affecting the stability of sludge flocs*, J. Colloid Interface Sci, 249 (2),0021–9797.

17 www.madrimasd.org consultado el 10/08/2016

18 Chen.G , Mo-H et al. *Minimitation of activated sludge production by chemically stimulated energy spilling*.Water Sciencie and Technology , 42 (12),189-200.

19 Guang. H, Hau.K, et al.(2002) *Utilization of a metabolic uncouple 3,3',4',5-tetrachlorosalicylanilide (TCS) to reduce sludge growth in activated sludge culture*. Water Research, 2077-2083.

20 YE.F, Ying Li. (2010). *Oxic-setting-anoxic (OSA) process combined with 3,3',4',5-tetrachlorosalicylanilide (TCS) to reduce excess sludge production in the activated sludge system*, Biochemical Engineerng Journal, 49, 229-234.

21 Feng.X , Guo.W et al. (2013). *Treatability study of 3,3',4',5-tetrachlorosalicylanilide (TCS) combined with 2,4,6-trichlorophenol (TCP) to reduce excess sludge production in a sequence batch reactor*, Bioresource Technology, 143, 642-646

22 Feng.X, Guo. W et al. (2014). *Possible causes os excess sludge reduction adding metabolic uncoupler 3,3',4',5-tetrachlorosalicylanilide (TCS, in sequence batch reactors*, Bioresource Technology, 173, 96-103.

23 Metcalf & Eddy (2000), Ingeniería de Aguas Residuales, 3rd ed. Mc Graw Hill.

24 Aurelio Hernandez (2004), Manual de Depuración Uralita, 3rd ed. Thomson.

25 Metcalf & Eddy (2000), Ingeniería de Aguas Residuales, 3rd ed. Mc Graw Hill.

Anexos Documento I

ANEXO I

Tabla A.1: Datos experimentales (en ppm) de DQO en los efluentes, alimento y % de eliminación en los reactores.

	R1			R2		
	DQO Alim	DQO	% Eliminación	DQO Alim	DQO	% Eliminación
11	1004	24	97,61	1011	302	70,13
17	1004	10	99,00	1011	10	99,01
19	808	10	98,76	693	10	98,56
22	808	30	96,29	693	24	96,54
23	1012	30	97,04	1047	24	97,71
29	1012	40	96,05	1047	36	96,56
31	1012	40	96,05	1047	36	96,56
34	1012	40	96,05	1047	36	96,56
37	1012	10	99,01	1047	10	99,04
37	1012	10	99,01	1047	10	99,04
39	923	27	97,07	924	30	96,75
44	923	27	97,07	924	30	96,75
44	923	27	97,07	924	40	95,67
46	900	58	93,56	923	63	93,17
46	900	58	93,56	923	63	93,17
50	900	37	95,89	923	30	96,75
50	900	37	95,89	923	30	96,75
53	900	48	94,67	923	30	96,75
54	900	48	94,67	923	30	96,75
54	900	48	94,67	923		
57	900	52	94,22	923	30	96,75
58	900	52	94,22	923	41	95,56
59	900	52	94,22	923	41	95,56
60	900	10	98,89	923	14	98,48
64	999	56	94,39	973	47	95,17
64	999	56	94,39	973	47	95,17
66	999	56	94,39	973	47	95,17
68	999	52	94,79	973	57	94,14
72	999	59	94,09	973	104	89,31
74	999	59	94,09	973	104	89,31
75	999	303	69,67	973	231	76,26
76	999	89	91,09	973	86	91,16
79	999	96	90,39	500	62	87,60
80	945	76	91,96	598	57	90,47
81	945	76	91,96			
82	945	77	91,85	598	63	89,46
86	945	77	91,85	598	63	89,46
87	945	131	86,14	598	61	89,80
89	945	162	82,86	598	37	93,81

Tabla A.2: Datos experimentales (en ppm) de las formas del nitrógeno los efluentes

	R1				R2			
	NT	NH4+	NO3-	NO2--	NT	NH4+	NO3-	NO2--
17	64	4	38,9		89	52	5,2	
22	83	0,2	25	0,064	102	66	1,8	0,233
29	161	63,3	8,4	0,064	171	71,3	6,3	0,069
37	109	80,9	2,6		101	85,1	1,9	
39	113	70,7	1,3	0,03	122	79,4	0,8	0,068
46	102	85,3	0,4		97	80,9	0,4	
53	113	88,8	0,6		106	83	0,8	
60	120	86,4	0,2		117	86	0,3	
64	128	95,1	0,4		132	92,8	0,2	
68	95	84,1	0,6		90	80,5	0,7	
75	105	84,4	0,2		102	92,6	0,7	
82	102	85,3	0,4		75	54,8	0,3	
89	137	99,8	0,1		66	55,5	0	

Tabla A.3: Datos experimentales (en ppm) de P en los efluentes, alimento y % de eliminación en los reactores.

	R1			R2		
	P Alim	P	% Eliminación	P Alim	P	% Eliminación
17	16,1	10,9	32,30	16,1	10,5	34,78
22	16,1	11,3	29,81	16,1	10,6	34,16
29	16,1	10,7	33,54	16,1	11,8	26,71
37	16,1	9,5	40,99	16,1	8,7	45,96
39	16,1	7,7	52,17	16,1	7,2	55,28
46	15,2	9,4	38,16	14,8	6,5	56,08
53	15,2	8,3	45,39	14,8	3,3	77,70
60	15,2	9,1	40,13	14,8	4,4	70,27
64	17,4	7,8	55,17	17,3	4,5	73,99
68	17,4	7,7	55,75	17,3	4,5	73,99

Tabla A.4: Datos experimentales del pH, conductividad y Turbidez formas del nitrógeno los efluentes

	R1			R2		
	pH	Cond (ms/cm)	Turbidez(NTU)	pH	Cond(ms/cm)	Turbidez(NTU)
11	7,39	1357	0,237	8,07	2010	38,47
17	7,07	1153	0,162	8,02	1175	0,506
22	6,91	1326	0,128	7,52	1724	0,128
29	8,08	1684	1,6	8,17	1802	0,258
37	8,19	1894	0,163	8,21	1862	0,163
39	8,2	1762	0,158	8,03	1828	0,158
44	8,24	1885	0,294	8,34	1871	0,392
46	8,11	1855	3,228	8,37	1874	4,76
50	8,32	1875	0,285	8,3	1819	0,214
53	8,05	1830	0,266	7,52	1777	0,133
58	8,17	1852	0,4	8,36	1862	0,3
60	8,31	1836	0,327	8,36	1815	0,245
64	8,21	2080	1,28	8,26	2020	6,551
68	8,23	1928	0,882	8,17	1927	2,093
72	7,98	1932	4,635	8	1857	33,697
75	7,85	1970	3,58	8	1976	5,51
79	8,25	2470	6,66	8,19	1926	0,249
82	8,43	1924	1,307	8,37	1726	0,14
87	8,25	2000	1,93	8,16	1859	0,33
89	8,11	2000	3,26	8,14	1728	1,77

Tabla A.5: Evolución del oxígeno disuelto en el R1 en un ciclo de reacción.

R1 (Día 23)			
tiempo aireación (s)	OD (ppm)	tiempo aireación (s)	OD (ppm)
0	1,75	5154	1,93
45	1,74	5495	1,94
136	1,7	5795	1,93
194	1,7	6391	1,99
519	1,65	6937	2,12
780	1,68	7200	2,2
991	1,72	7385	2,29
1080	1,71	7516	2,32
1200	1,76	7632	2,34
1320	1,77	7757	2,38
1440	1,78	7815	2,4
1560	1,79	7962	2,44
1680	1,83	8100	2,46
1740	1,84	8220	2,49
1860	1,85	8460	2,52
2318	1,85	9060	2,62
2857	1,92	12660	2,86
3359	1,88	13500	2,86
3600	1,89	14400	2,84
3720	1,88	15300	2,85
3840	1,91	17700	2,94
4080	1,89	18600	2,97
4294	1,86	20400	3,24
4440	1,82		

Tabla A.6: Datos experimentales de la evolución de los SSLM en R1

	R1							
	R 1.1				R 1.2			
	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)
1	52,1813	52,2582	0,0769	3076	35,1542	35,2317	0,0775	3100
2	21,481	21,568	0,087	3480	33,5064	33,5965	0,0901	3604
3	21,479	21,5591	0,0801	3204	33,5081	33,5912	0,0831	3324
5	27,6066	27,693	0,0864	3456	27,7053	27,7927	0,0874	3496
5	27,6055	27,6885	0,083	3320	27,7077	27,7876	0,0799	3196
8	13,8401	13,9369	0,0968	3872	33,1425	33,2399	0,0974	3896
8	34,4805	34,5629	0,0824	3296	27,5659	27,6441	0,0782	3128
10	27,7071	27,8	0,0929	3716	34,4786	34,571	0,0924	3696
11	32,953	33,0389	0,0859	3436	33,8008	33,8837	0,0829	3316
12	32,9531	33,0377	0,0846	3384	33,7996	33,8822	0,0826	3304
15	33,3337	33,4334	0,0997	3988	32,8001	32,9026	0,1025	4100
16	27,7064	27,769	0,0626	2504	34,4794	34,5418	0,0624	2496
17	33,3407	33,4023	0,0616	2464	32,8009	32,8726	0,0717	2868
19	21,0654	21,1429	0,0775	3100	32,6864	32,7608	0,0744	2976
22	27,7057	27,7945	0,0888	3552	20,5806	20,6651	0,0845	3380
23	27,7059	27,797	0,0911	3644	20,5813	20,6694	0,0881	3524
26	34,4786	34,5347	0,0561	2244	32,7338	32,7888	0,055	2200
29	32,7989	32,8712	0,0723	2892	33,7588	33,8282	0,0694	2776
31	21,5885	21,6688	0,0803	3212	32,6905	32,7731	0,0826	3304
34	21,5888	21,683	0,0942	3768	32,6889	32,7868	0,0979	3916
37	32,7886	32,8866	0,098	3920	20,6122	20,7083	0,0961	3844
37	32,7903	32,8664	0,0761	3044	20,612	20,6866	0,0746	2984
39	26,6001	26,6776	0,0775	3100	21,4806	21,5558	0,0752	3008
44	33,7579	33,8561	0,0982	3928	21,534	21,6305	0,0965	3860
44	33,7665	33,8394	0,0729	2916	21,534	21,6151	0,0811	3244
46	33,0995	33,189	0,0895	3580	33,8887	33,9804	0,0917	3668
46	33,0999	33,1765	0,0766	3064	33,8891	33,9624	0,0733	2932
50	33,1001	33,1938	0,0937	3748	33,8889	33,9813	0,0924	3696
50	33,0992	33,1673	0,0681	2724	33,889	33,9598	0,0708	2832
52	33,0993	33,1802	0,0809	3236	33,8879	33,972	0,0841	3364
53	33,0995	33,1822	0,0827	3308	33,8925	33,9718	0,0793	3172
54	32,6903	32,7765	0,0862	3448	32,8022	32,8889	0,0867	3468
54	32,6887	32,7679	0,0792	3168	32,802	32,8732	0,0712	2848
57	32,6904	32,7768	0,0864	3456	32,7983	32,8847	0,0864	3456
58	32,6896	32,7798	0,0902	3608	32,7993	32,8877	0,0884	3536
58	32,6896	32,7681	0,0785	3140	21,4818	21,5612	0,0794	3176
59	32,6885	32,7714	0,0829	3316	21,4816	21,5657	0,0841	3364
60	32,6882	32,7738	0,0856	3424	21,4765	21,564	0,0875	3500
60	32,949	33,0235	0,0745	2980	21,5882	21,6619	0,0737	2948
64	32,9487	33,0451	0,0964	3856	21,5876	21,6846	0,097	3880

	R1							
	R 1.1				R 1.2			
	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)
64	32,95	33,0225	0,0725	2900	21,5863	21,661	0,0747	2988
66	32,7353	32,8193	0,084	3360	27,7051	27,7909	0,0858	3432
66	32,7342	32,8105	0,0763	3052	27,7034	27,7806	0,0772	3088
67	49,6039	49,682	0,0781	3124	54,0618	54,139	0,0772	3088
68	32,7347	32,8162	0,0815	3260	27,707	27,7883	0,0813	3252
69	32,734	32,8113	0,0773	3092	27,7056	27,7822	0,0766	3064
72	32,7361	32,8278	0,0917	3668	27,7065	27,799	0,0925	3700
72	32,7349	32,8039	0,069	2760	27,7037	27,776	0,0723	2892
74	32,7365	32,8103	0,0738	2952	27,705	27,7804	0,0754	3016
75	32,7346	32,8188	0,0842	3368	20,7046	20,7899	0,0853	3412
76	32,7341	32,82	0,0859	3436	27,7074	27,7928	0,0854	3416
76	32,735	32,8102	0,0752	3008	27,7061	27,7818	0,0757	3028
79	27,5636	27,6499	0,0863	3452	27,6114	27,6974	0,086	3440
79	32,7328	32,8118	0,079	3160	27,7026	27,7805	0,0779	3116
80	27,5672	27,6487	0,0815	3260	27,608	27,6883	0,0803	3212
81	27,5685	27,6522	0,0837	3348	27,6136	27,697	0,0834	3336
81	27,5645	27,6402	0,0757	3028	27,6048	27,6779	0,0731	2924
82	32,7352	32,8123	0,0771	3084	27,7063	27,7806	0,0743	2972
86	27,5655	27,649	0,0835	3340	27,6113	27,6982	0,0869	3476
86	27,5697	27,6494	0,0797	3188	27,6126	27,694	0,0814	3256
87	27,5652	27,6502	0,085	3400	27,6096	27,6954	0,0858	3432
87	27,5677	27,6391	0,0714	2856	27,6966	27,7668	0,0702	2808
89	32,7339	32,8017	0,0678	2712	27,6117	27,6801	0,0684	2736
90	32,7345	32,8034	0,0689	2756	33,1313	33,2004	0,0691	2764
93	32,7289	32,8111	0,0822	3288	33,1326	33,2123	0,0797	3188
93	27,5665	27,6416	0,0751	3004	27,612	27,6882	0,0762	3048
94	32,7302	32,8108	0,0806	3224	33,1314	33,2105	0,0791	3164

Tabla A.7: Datos experimentales de la evolución de los SSLM en R1

	R2							
	R 2.1				R 2.2			
	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)
1	9,4979	9,5509	0,053	2120	36,4029	36,4637	0,0608	2432
2	9,4992	9,5639	0,0647	2588	35,1545	35,2225	0,068	2720
3	--	--	--	--	--	--	--	--
5	9,4885	9,5823	0,0938	3752	33,8774	33,9846	0,1072	4288
5	9,4903	9,5651	0,0748	2992	33,8899	33,9708	0,0809	3236
8	33,1256	33,2235	0,0979	3916	21,0671	21,1667	0,0996	3984
8	33,7535	33,8198	0,0663	2652	20,6101	20,6786	0,0685	2740
10	33,8906	33,9808	0,0902	3608	33,1301	33,2144	0,0843	3372
11	21,115	21,1921	0,0771	3084	32,796	32,8653	0,0693	2772
12	21,1142	21,1873	0,0731	2924	32,7888	32,8607	0,0719	2876
15	--	--	--	--	--	--	--	--
16	33,8876	33,9433	0,0557	2228	33,1303	33,189	0,0587	2348
17	34,4884	34,5463	0,0579	2316	20,6103	20,6818	0,0715	2860
19	34,4783	34,5507	0,0724	2896	33,7596	33,8326	0,073	2920
22	20,6118	20,6975	0,0857	3428	21,5329	21,6191	0,0862	3448
23	20,6119	20,7038	0,0919	3676	21,534	21,6235	0,0895	3580
26	--	--	--	--	--	--	--	--
29	32,9523	33,0271	0,0748	2992	21,0695	21,1425	0,073	2920
31	26,6004	26,6865	0,0861	3444	21,5361	21,6215	0,0854	3416
34	27,7062	27,8094	0,1032	4128	21,5341	21,6414	0,1073	4292
37	33,8896	33,9797	0,0901	3604	21,1143	21,2026	0,0883	3532
37	33,8882	33,9794	0,0912	3648	21,1137	21,2047	0,091	3640
39	32,7341	32,8304	0,0963	3852	27,7043	27,7975	0,0932	3728
44	32,7342	32,8225	0,0883	3532	32,7991	32,8882	0,0891	3564
44	32,7361	32,816	0,0799	3196	32,8013	32,8814	0,0801	3204
46	34,479	34,5754	0,0964	3856	20,6122	20,707	0,0948	3792
46	34,4789	34,5566	0,0777	3108	20,6119	20,6898	0,0779	3116
50	34,4789	34,5759	0,097	3880	20,6114	20,7133	0,1019	4076
50	34,4783	34,5513	0,073	2920	20,6122	20,6815	0,0693	2772
52	34,4744	34,5561	0,0817	3268	20,611	20,6921	0,0811	3244
53	34,4811	34,5654	0,0843	3372	20,6122	20,6963	0,0841	3364
54	33,7576	33,8542	0,0966	3864	27,7064	27,8004	0,094	3760
54	33,7589	33,8341	0,0752	3008	27,7045	27,7812	0,0767	3068
57	33,7593	33,8529	0,0936	3744	9,4874	9,5782	0,0908	3632
58	33,7623	33,8613	0,099	3960	32,8032	32,9011	0,0979	3916
58	33,7992	33,8793	0,0801	3204	9,4874	9,5655	0,0781	3124
59	33,8021	33,8865	0,0844	3376	9,4834	9,5713	0,0879	3516
60	33,7981	33,8895	0,0914	3656	27,7018	27,7915	0,0897	3588
60	21,0637	21,1375	0,0738	2952	21,5343	21,6068	0,0725	2900
64	21,0663	21,1617	0,0954	3816	21,5331	21,6234	0,0903	3612

	R2							
	R 2.1				R 2.2			
	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)	V+F (g)	V+F+E (g)	S (g)	SSLM (ppm)
64	21,0681	21,1433	0,0752	3008	21,5331	21,6106	0,0775	3100
66	26,5995	26,6901	0,0906	3624	21,48	21,5699	0,0899	3596
66	26,5973	26,6785	0,0812	3248	21,4814	21,561	0,0796	3184
67	35,9784	36,0584	0,08	3200	35,9159	35,9971	0,0812	3248
68	26,6012	26,6839	0,0827	3308	21,481	21,5637	0,0827	3308
69	26,6013	26,6818	0,0805	3220	21,4803	21,5616	0,0813	3252
72	26,6032	26,6699	0,0667	2668	21,4852	21,5519	0,0667	2668
72	--	--	--	--	--	--	--	--
74	26,6005	26,672	0,0715	2860	21,4767	21,5432	0,0665	2660
75	26,6004	26,6607	0,0603	2412	21,4782	21,538	0,0598	2392
76	33,759	33,812	0,053	2120	21,0681	21,1241	0,056	2240
76	--	--	--	--	--	--	--	--
79	26,5994	26,6676	0,0682	2728	21,1152	21,1659	0,0507	2028
79	33,7577	33,7979	0,0402	1608	21,0685	21,105	0,0365	1460
80	21,1124	21,1534	0,041	1640	32,6886	32,7296	0,041	1640
81	21,106	21,15	0,044	1760	26,5994	26,6499	0,0505	2020
81	--	--	--	--	--	--	--	--
82	21,1117	21,1562	0,0445	1780	26,6024	26,6464	0,044	1760
86	21,1134	21,1447	0,0313	1252	26,5955	26,6283	0,0328	1312
86	--	--	--	--	--	--	--	--
87	21,1137	21,1543	0,0406	1624	26,5961	26,6498	0,0537	2148

Tabla A.8: Cálculo de parámetros de seguimiento del Licor de Mezcla de ambos reactores

	R1			R2			% ΔPe
	ΔX (mg SS/d)	Pe (mgSS/mgDQO)	Θ(días)	ΔX (mg SS/d)	Pe (mgSS/mgDQO)	Θ (días)	
5	0,636	0,106	27,062	2,732	0,450	1,046	
8	1,252	0,208	13,747	1,672	0,276	10,366	
10	1,482	0,246	11,614	2,382	0,393	7,276	
17	0,996	0,167	17,108	1,800			
19	1,116	0,233	12,258	1,240	0,303	9,442	
22	0,856	0,183	15,581	1,060	0,264	10,819	
23	0,819	0,139	20,555				
29	1,224	0,210	13,613	1,568	0,258	11,053	18,81
31	1,272	0,218	13,100	1,422	0,234	12,188	6,96
34	1,168	0,200	14,266	1,560	0,257	11,110	22,12
46	1,632	0,323	8,845	1,872	0,363	7,875	10,96
50	1,086	0,210	13,623	1,446	0,270	10,587	22,29
54	1,020	0,200	14,319	1,560	0,291	9,813	31,47
57	0,896	0,176	16,224	1,300	0,243	11,776	27,42
58	0,846	0,166	17,183	1,350	0,255	11,200	34,82
59	1,092	0,215	13,312				
60	0,732	0,137	20,843	1,374	0,252	11,341	45,59
64	1,356	0,240	11,922	1,974	0,355	8,042	32,55
66	1,356	0,240	11,922	1,992	0,359	7,969	33,15
72	1,212	0,215	13,296	1,408	0,270	10,580	20,42
74				2,388	0,458	6,238	
75	1,128			0,480	0,108	26,500	
76	0,900			1,572	0,269	10,611	
79	0,856	0,158	18,084	1,331	0,506	5,641	68,81

Tabla A.9: Datos en (ng/l) experimentales de ADN obtenidos para ambos reactores

Día	R1				R2			
	M 1	M 2	M 3	Media	M 1	M 2	M 3	Media
53	76,3	73,6	20	74,95	98,4	93,5	20	95,95
60	68,4	60,6	20	64,5	94,8	97,5	20	96,15
67	106	118	20	112	157	162	20	159,5
80	0,512	0,57	20	0,541	0,413	0,395	20	0,404
89	65,7	61,9	20	63,8	26,9	27	20	26,95

Tabla A.10: Datos en (ppm) Experimentales de la extracción de carbohidratos y proteínas en ambos reactores

			R1				R2			
			M1	M2	M3	Media	M1	M2	M3	Media
CARBOHIDRATOS	SMP	53	1,96	2,26	1,82	2,01	0,62	0,51	0,77	0,63
		60	4,16	2,49	1,63	2,76	0,73	0,32	1,71	0,92
		67	1,37	1,76	1,62	1,58	0,58	0,63	1,86	1,02
		80	4,04	4,28	4,62	4,31	2,7	4,74	2,28	3,24
		89	7,48	8,15	8,94	8,19	1,45	2,09	1,29	1,61
	EP1	53	8,31	8,15	7,64	8,03	6,13	5,52	5,84	5,83
		60	7,77	7,47	7,25	7,50	7,21	7,34	8,48	7,68
		67	6,52	6,42	6,11	6,35	7,12	6,94	8,76	7,61
		80	6,03	4,96	4,57	5,19	7,97	6,7	7,22	7,30
		89	15,15	22,17	18,04	18,45	6,01	6,25	6,87	6,38
	EP2	53	3,21	3,41	3,49	3,37	4,74	4,84	5,33	4,97
		60	2,06	1,85	1,92	1,94	7,06	6,53	6	6,53
		67	3,4	3,2	3,23	3,28	2,98	2,56	3,13	2,89
		80	2,76	2,96	3,37	3,03	10,76	9,64	9,99	10,13
		89	10,97	11,95	11,43	11,45	1,73	1,7	2,57	2,00
	EPS TOTAL	53	11,52	11,56	11,13	11,40	10,87	10,36	11,17	10,80
		60	9,83	9,32	9,17	9,44	14,27	13,87	14,48	14,21
		67	9,92	9,62	9,34	9,63	10,1	9,5	11,89	10,50
		80	8,79	7,92	7,94	8,22	18,73	16,34	17,21	17,43
		89	26,12	34,12	29,47	29,90	7,74	7,95	9,44	8,38
PROTEÍNAS	SMP	53	16,9	17,99	17,19	17,36	13,39	13,96	13,06	13,47
		60	20,95	13,52	19,18	17,88	19,93	12,29	12,34	14,85
		67	22,04	22,27	22,74	22,35	14,5	14,73	15,89	15,04
		80	22,6	22,95	22,8	22,78	10,61	12,58	10,98	11,39
		89	49,22	50,48	47,81	49,17	2,63	3,13	2,26	2,67
	EP1	53	52,34	47,42	54,34	51,37	43,2	43,01	37,08	41,10
		60	49,72	43,47	42,03	45,07	76,99	46,18	49,48	57,55
		67	51,97	52,07	43,58	49,21	46,94	49,06	47,79	47,93
		80	19,21	19,4	19,22	19,28	19,25	19,5	19,55	19,43
		89	85,79	84,35	83,34	84,49	38,96	37,13	37,47	37,85
	EP2	53	28,49	30,73		29,61	33,32	46,8	46,52	42,21
		60	23,62	16,84	36,41	25,62	21,82	39,24	37,87	32,98
		67	27,4	22,26	29,29	26,32	16,12	22,06	22,85	20,34
		80	9,06	9,02	9,06	9,05	37,26	37,07	37,02	37,12
		89	55,58	55,61	55,87	55,69	6,1	8,94	7,51	7,52
	EPS TOTAL	53	80,83	78,15	54,34	71,11	76,52	89,81	83,6	83,31
		60	73,34	60,31	78,44	70,70	98,81	85,42	87,35	90,53
		67	79,37	74,33	72,87	75,52	63,06	71,12	70,64	68,27
		80	28,27	28,42	28,28	28,32	56,51	56,57	56,57	56,55
		89	141,37	139,96	139,21	140,18	45,06	46,07	44,98	45,37

ANEXO II

Tabla A.11: Datos experimentales respirometría inicial R1

T (h)	OD (mg/L)
0,05	5,21
0,10	4,83
0,15	4,44
0,22	3,93

Tabla A.12: Datos experimentales respirometría inicial R2

T (h)	OD (mg/L)
0,05	5,04
0,10	4,63
0,15	4,21
0,22	3,66

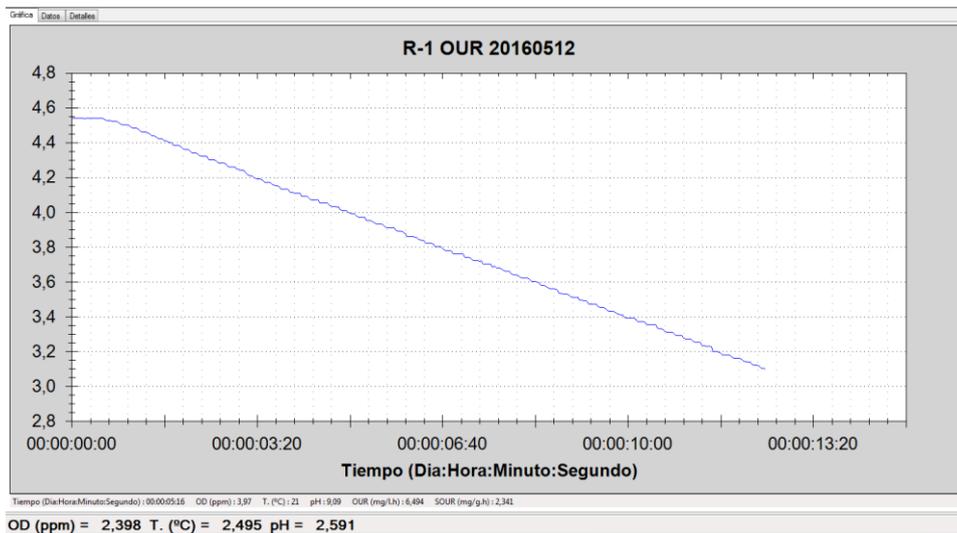


Figura A.1: Evolución del oxígeno disuelto en función del tiempo en el R1 en la respirometría final

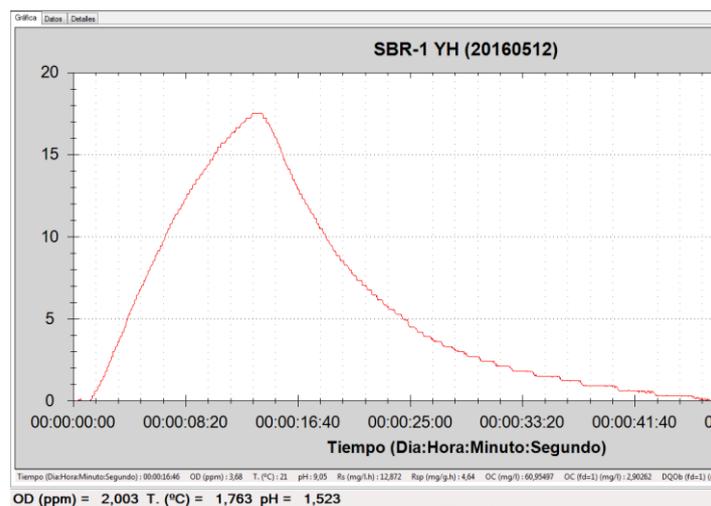


Figura A.2: Consumo de oxígeno en función del tiempo para R1 en la respirometría final.

Tabla A.13: Datos experimentales respirometría final R1

T (h)	OD (mg/L)
0,05	4,25
0,08	4,00
0,12	3,76
0,17	3,39

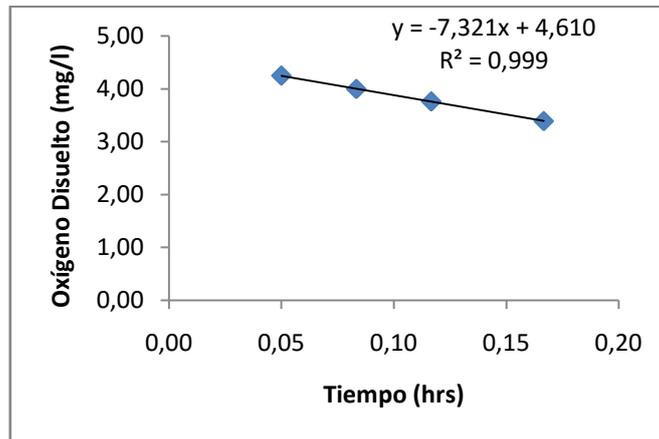


Figura A.3: oxígeno disuelto en R1 en la respirometría final

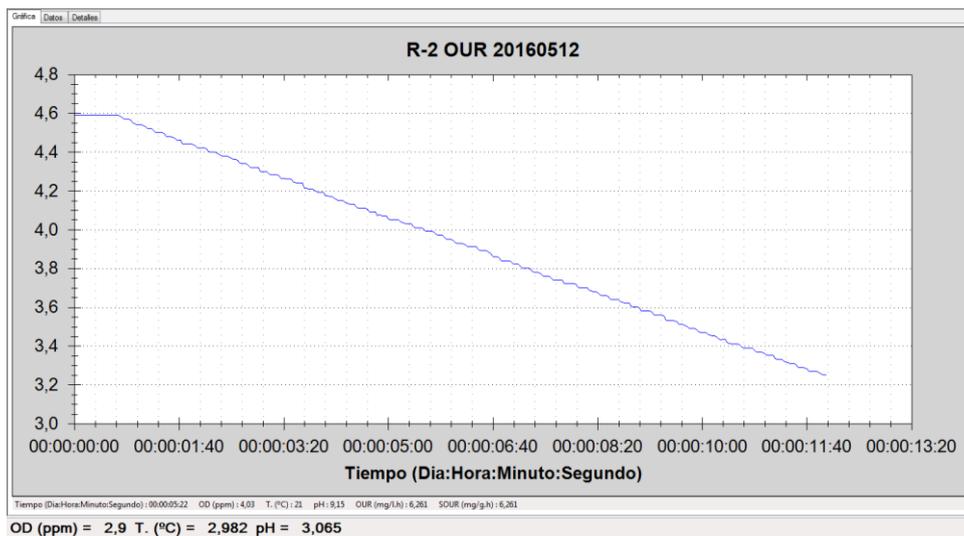


Figura A.4: Evolución del oxígeno disuelto en función del tiempo en el R2 en la respirometría final

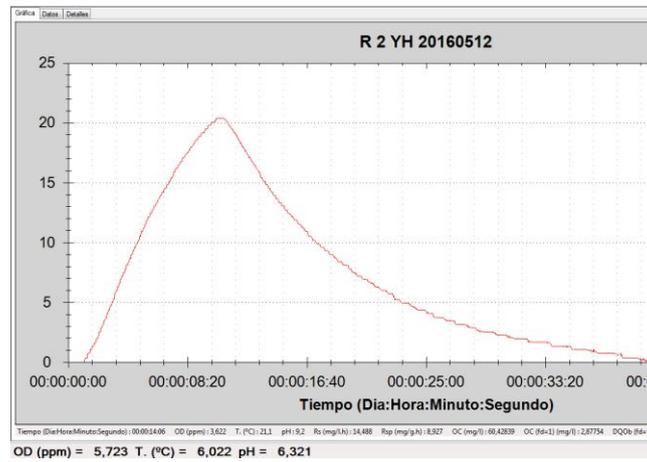


Figura A.5: Consumo de oxígeno en función del tiempo para R2 en la respirometría final.

Tabla 14: Datos experimentales respirometría final R2

T (h)	OD (mg/L)
0,05	4,25
0,08	4,00
0,12	3,76
0,17	3,39

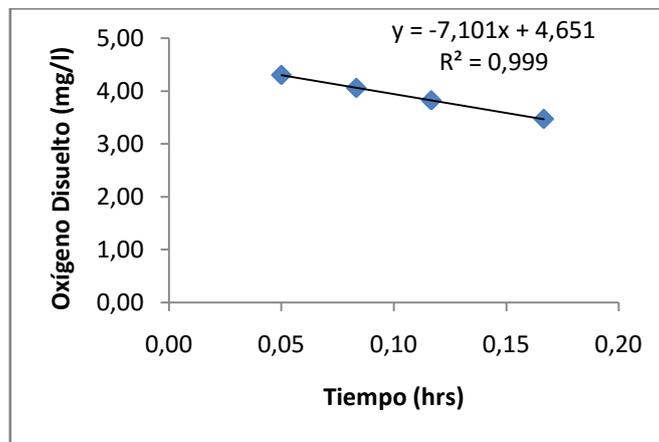


Figura A.6: Oxígeno disuelto en R1 en la respirometría final

ANEXO III

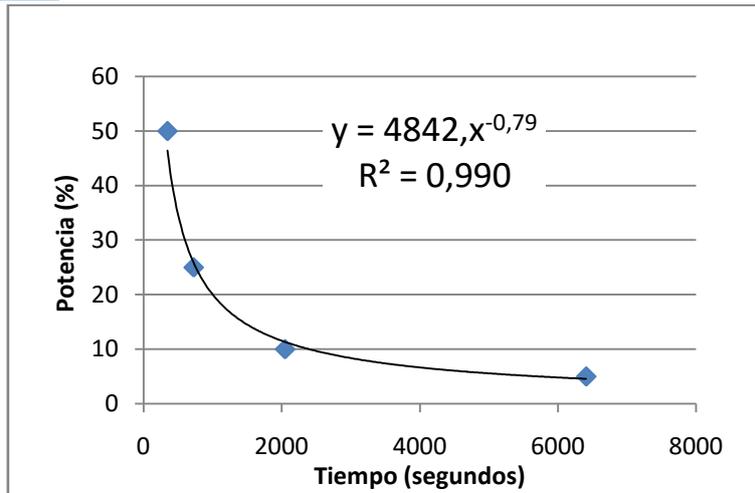


Figura A.7: Curva de la bomba de llenado del R1

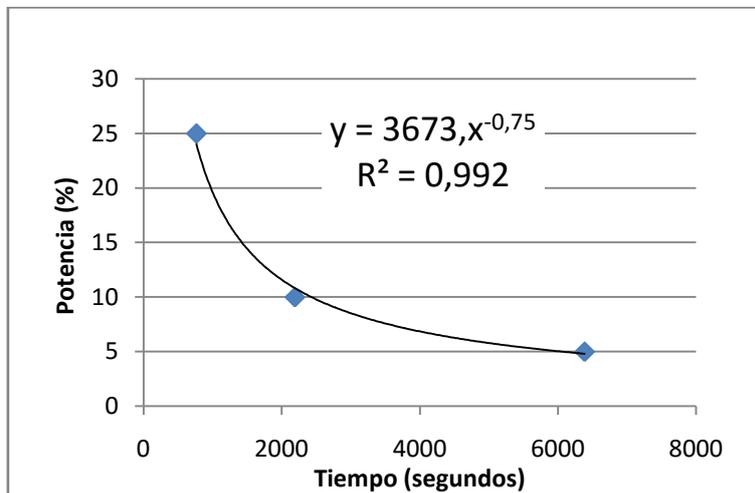


Figura A.8: Curva de la bomba de vaciado del R1

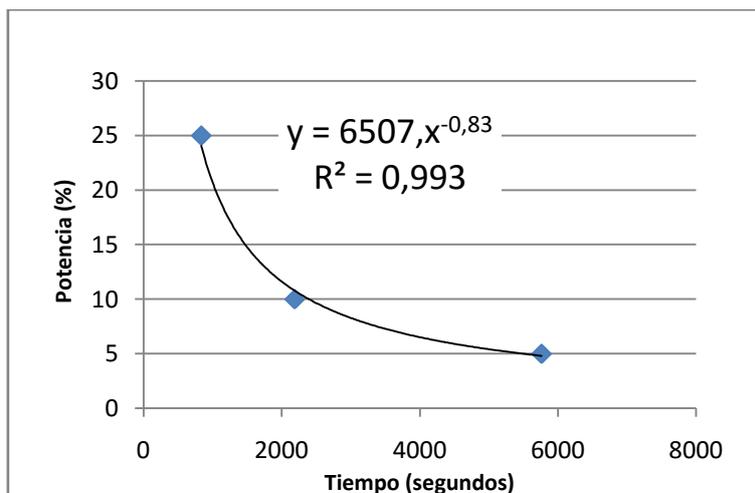


Figura A.9: Curva de la bomba de llenado del R2

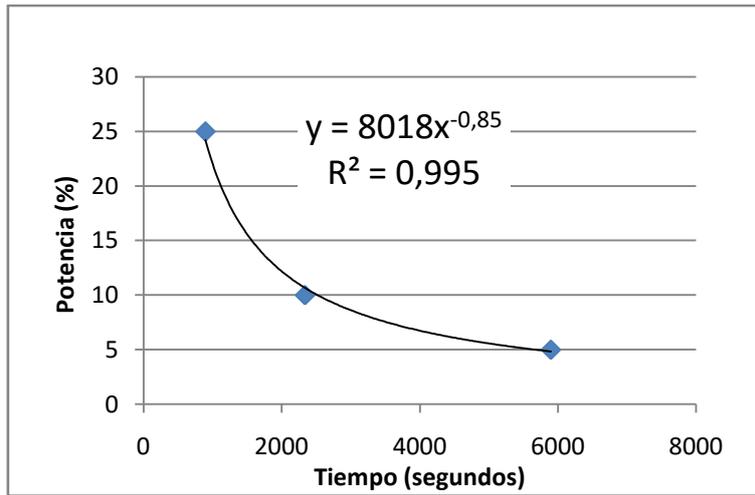


Figura A.10: Curva de la bomba de vaciado del R2

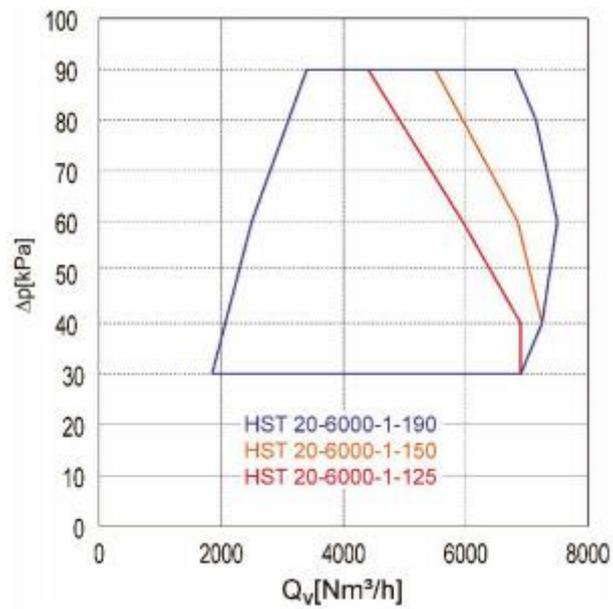
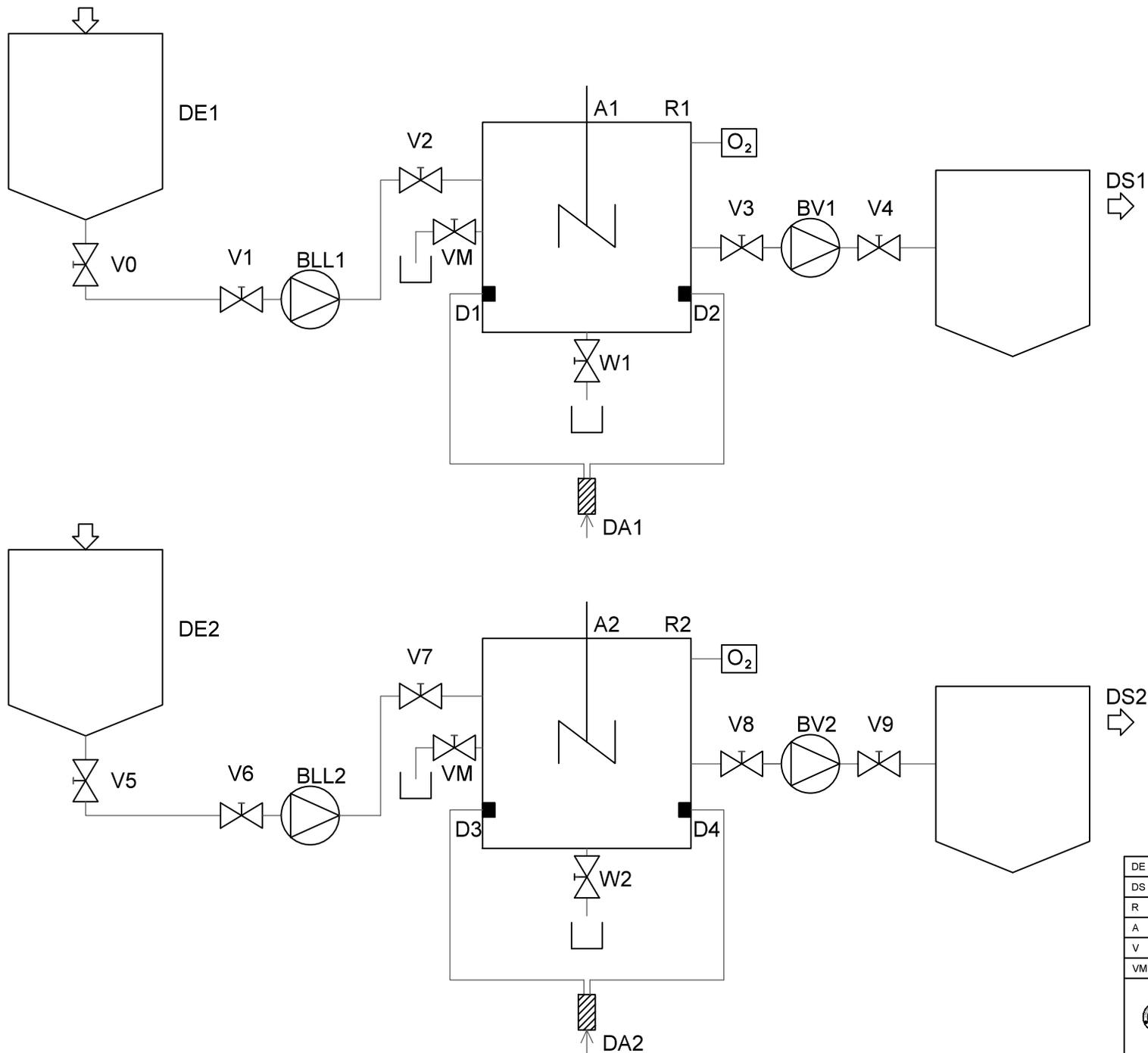


Figura A.11: Curva funcionamiento turbosoplante de la instalación

Documento II: Planos

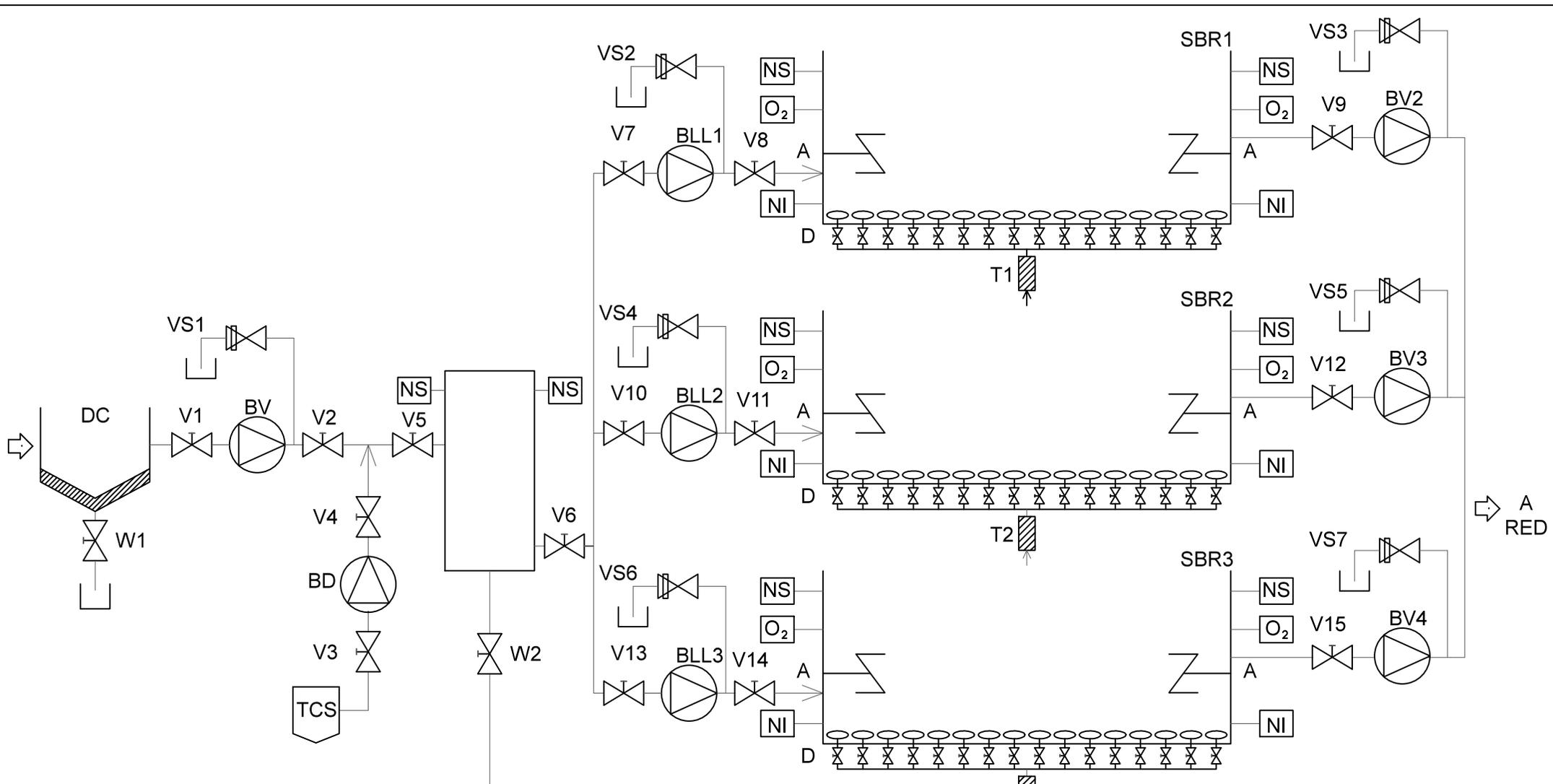
Documento II: Planos

1.	PLANO I. DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PILOTO DEL LABORATORIO	II.79
2.	PLANO II. DIAGRAMA DE FLUJO DEL DISEÑO DE LA INSTALACIÓN.....	II.81
3.	PLANO II. DETALLE DEL REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL DISEÑADO	II.83

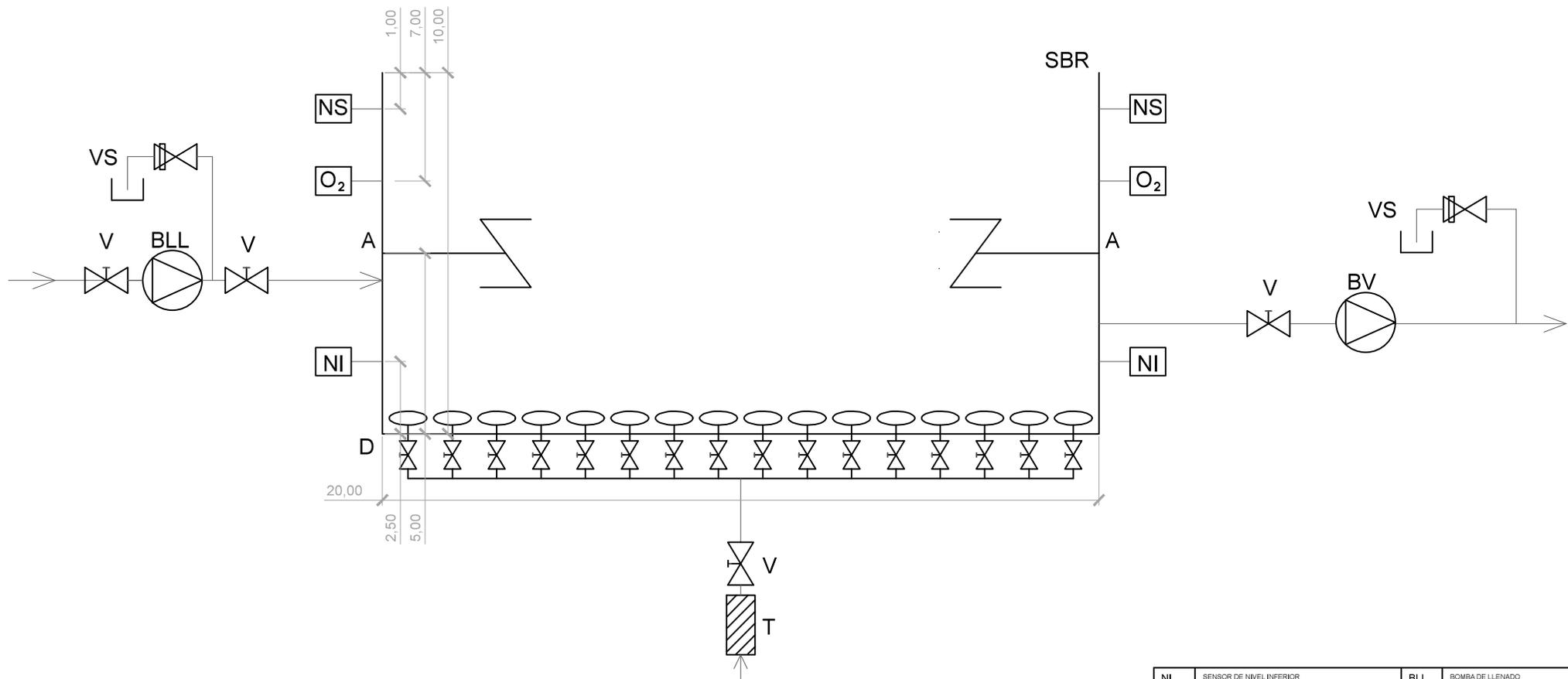


DE	DEPÓSITO DE ENTRADA	W	VÁLVULA DE DESAGUE
DS	DEPÓSITO DE SALIDA	BLL	BOMBA DE LLENADO
R	REACTOR BIOLÓGICO	BV	BOMBA DE VACIADO
A	AGITADOR	D	DIFUSOR
V	VÁLVULA DE PASO	DA	DOSIFICADOR DE AIRE
VM	VÁLVULA TOMA MUESTRAS	O ₂	OXÍMETRO

		TÍTULO DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER DISEÑO DE UN REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO (Cagua residual=9000m ³ /d) PARA REDUCIR LA PRODUCCIÓN DE FANGOS MEDIANTE APLICACIÓN DE UN DESCOPLADOR METABÓLICO	
AUTOR PROYECTO QUERALT FARRÁS GENTO		FECHA 15 de diciembre de 2016	
TUTORES PROYECTO MARÍA AMPARO BES PIÁ JOSE ANTONIO MENDOZA ROCA		TÍTULO DEL PLANO DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PILOTO DEL LABORATORIO	Nº PLANO 1



NI	SENSOR DE NIVEL INFERIOR	BD	BOMBA DE DOSIFICACIÓN
NS	SENSOR DE NIVEL SUPERIOR	BLL	BOMBA DE LLENADO
SBR	REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO	BV	BOMBA DE VACIADO
A	AGITADOR	D	DIFUSOR
V	VÁLVULA DE PASO	T	TURBOSOPLANTE
VM	VÁLVULA TOMA MUESTRAS	O ₂	OXÍMETRO
W	VÁLVULA DE DESAGUE	TCS	DOSIFICACIÓN DE TCS
VS	VÁLVULA DE SEGURIDAD	DC	DECANTADOR PRIMARIO
TÍTULO DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER DISEÑO DE UN REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO (Carga residual=9000m ³ /d) PARA REDUCIR LA PRODUCCIÓN DE FANGOS MEDIANTE APLICACIÓN DE UN DESCOPLADOR METABÓLICO		FECHA 15 de diciembre de 2016	
AUTOR PROYECTO QUERALT FARRÁS GENTO		TÍTULO DEL PLANO DIAGRAMA DE FLUJO DEL DISEÑO DE LA INSTALACIÓN	
TUTORES PROYECTO MARÍA AMPARO BES PIÁ JOSE ANTONIO MENDOZA ROCA		Nº PLANO 2	



NI	SENSOR DE NIVEL INFERIOR	BLL	BOMBA DE LLENADO
NS	SENSOR DE NIVEL SUPERIOR	BV	BOMBA DE VACIADO
SBR	REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO	D	DIFUSOR
A	AGITADOR	T	TURBOSOPLANTE
V	VÁLVULA DE PASO	O ₂	OXÍMETRO
VS	VÁLVULA DE SEGURIDAD	COTAS EN METROS	
		TÍTULO DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER DISEÑO DE UN REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIADO (Qagua residual=9000m ³ /d) PARA REDUCIR LA PRODUCCIÓN DE FANGOS MEDIANTE APLICACIÓN DE UN DESCOPLADOR METABÓLICO	
AUTOR PROYECTO QUERALT FARRÁS GENTO		FECHA 15 de diciembre de 2016	
TUTORES PROYECTO MARÍA AMPARO BES PIÁ JOSE ANTONIO MENDOZA ROCA		TÍTULO DEL PLANO DETALLE DEL REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL DISEÑADO	Nº PLANO 3

Documento III: Pliego de condiciones

Documento III: Pliego de Condiciones

1.	CONDICIONES GENERALES	III.87
1.1	Condiciones Generales Facultativas.....	III.87
1.1.1	Promotor del Proyecto.....	III.87
1.1.2	Obligaciones y derechos del proyectista.....	III.87
1.1.3	Facultades del promotor de proyecto.....	III.88
1.1.4	Comienzo, ritmo, legislación, plazo y condiciones generales de la ejecución del proyecto	III.88
1.2	Condiciones generales económicas	III.88
1.2.1	Fianzas	III.88
1.2.2	Composición de precios	III.89
1.2.3	Precios contradictorios.....	III.89
1.2.4	Mejoras, modificaciones, instalación de maquinaria.....	III.89
1.3	Condiciones generales legales	III.89
1.3.1	Reconocimiento de marcas registradas	III.89
1.3.2	Derechos de autor.....	III.89
1.3.3	Causa de rescisión del proyecto.....	III.89
1.3.4	Accidentes de trabajo.....	III.90
2.	CONDICIONES DE SEGURIDAD DE LOS REACTIVOS EMPLEADOS EN LA INSTALACIÓN...	III.91
3.	CONDICIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS	III.92
3.1	Ámbito de aplicación.....	III.92
3.2	Especificaciones en los materiales de construcción	III.92
3.2.1	Especificaciones de la cimentación	III.92
3.2.2	Especificaciones de la estructura	III.92
3.2.3	Especificaciones de la impermeabilización	III.93
3.3	Especificaciones de los equipos seleccionados.....	III.93
3.3.1	Especificaciones del Reactor Biológico Secuenciado	III.93
3.3.2	Especificaciones del decantador primario	III.93
3.3.3	Especificaciones de los sensores de nivel	III.93
3.3.4	Especificaciones de la bomba de dosificación	III.94
3.3.5	Especificaciones de la válvula de guillotina.....	III.94
4.	GESTIÓN DE LOS RESIDUOS GENERADOS	III.95
4.1	Residuos generados en la ejecución del proyecto.....	III.95
4.2	Residuos generados en la explotación del proyecto.....	III.95

1. CONDICIONES GENERALES

A continuación se describen una serie de normas de carácter general y de obligado cumplimiento en cualquier tipo de proyecto de estas características. Dichas normas de agruparán en tres tipos apartados, detallados a continuación.

- Pliego de condiciones facultativas.
- Pliego de condiciones económicas.
- Pliego de condiciones legales

1.1 Condiciones Generales Facultativas

1.1.1 Promotor del Proyecto

Los promotores del presente proyecto son los entes físicos que lo han encargado, por tratarse el mismo de un trabajo final de máster el promotor se puede establecer como la comisión académica del título.

El siguiente proyecto tiene una justificación académica como trabajo final de máster del proyectista para la obtención del título de Máster en Ingeniería Química de la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de la Universidad Politécnica de Valencia.

1.1.2 Obligaciones y derechos del proyectista

Las obligaciones del proyectista serán las siguientes:

- Cumplir la legislación vigente.
- Realizar las tareas según indica el promotor anteriormente descrito.
- Cumplir la normativa vigente establecida en la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales con respecto a la realización del Trabajo Final de Máster.
- Respetar las leyes de derecho de autor.
- Consultar al promotor del proyecto para cualquier modificación de las especificación iniciales. Así como la propuesta de soluciones alternativas para resolver los problemas planteados durante la elaboración del mismo.
- Indicar periódicamente al promotor del estado en que se encuentre el proyecto.

Por otra parte el proyectista tendrá los derechos siguientes:

- Ser informado por el promotor de los derechos legales del proyecto.
- Recibir solución a los problemas técnicos no previstos que aparezcan durante la ejecución del proyecto que no sean imputables a una mala ejecución del mismo.
- Disponer de una lista con las especificaciones de los equipos empleados.
- En caso de ausencia del promotor del proyecto y, de que aparezca cualquier imprevisto en el proyecto, el proyectista responsable del mismo tendrá la potestad de tomar una decisión y esta decisión deberá ser asumida por el promotor.

1.1.3 Facultades del promotor de proyecto

El promotor del proyecto, tendrá las facultades asignadas por las leyes vigentes a lo largo de la realización del proyecto y el reglamento de la Universitat Politècnica de Valencia y el de la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales Valencia de la misma.

Por otra parte el promotor del proyecto, tendrá la facultad para cambiar alguna especificación de algún equipo o del resto de condiciones del proyecto, siempre y cuando esta modificación no vaya a suponer un perjuicio claro para el proyectista al alterar una parte del trabajo realizado por el mismo. Se recomienda efectuar una consulta previa al proyectista ante una posible modificación del mismo.

Por último, se facultará al promotor del mismo en las decisiones en los plazos de entrega, siempre y cuando exista una demora excesiva e injustificada en la ejecución del proyecto.

1.1.4 Comienzo, ritmo, legislación, plazo y condiciones generales de la ejecución del proyecto

El proyectista se comprometerá en realizar el proyecto según todo lo expuesto en la memoria y a entregar dicho proyecto en la fecha acordada previamente.

El inicio del proyecto viene indicado por el promotor, en el caso de que este no la indique, el proyecto comenzará el día en que se aprobó el título del proyecto por la comisión correspondiente.

Por otra parte, el ritmo de trabajo será el estipulado por el proyectista, justificándolo y razonándolo siempre ante el promotor.

En cuanto a la legislación, el proyecto deberá llevarse a cabo, respetando siempre toda la legislación autonómica, estatal y europea establecida en la memoria.

Por último, el plazo de entrega y las condiciones generales de la ejecución del proyecto, se establecerán entre el proyectista y el promotor, aunque el promotor tendrá derecho a exigir plazos de entrega no excesivos.

1.2 Condiciones generales económicas

Dadas las características académicas del trabajo final de máster, no estará previsto el pago de alguna cantidad económica como concepto de honorarios.

Para la elaboración de este apartado del pliego de condiciones, se supondrá que el presente trabajo final de máster no es de carácter académico, sino un proyecto y, por tanto, se podrán describir las relaciones económicas que existirán entre el cliente y el proyectista.

1.2.1 Fianzas

El comprador, deberá depositar en el momento que se le ha adjudicado el proyecto pero antes del inicio del mismo una fianza correspondiente al valor del 5% del presupuesto total del proyecto, como garantía. En caso de no presentarse dicha fianza, el valor de la misma se irá incrementando a razón de un 10 % semanalmente. El valor restante del presupuesto del proyecto se abonará cuando esté verificada o validada la realización del mismo.

En el caso de que exista una demora sobre la fecha acordada entre el proyectista y el cliente del periodo máximo de realización del proyecto, quedará acordada la cantidad del 5,5% del valor total del proyecto por cada día de dicha demora.

1.2.2. Composición de precios

Todos los precios aplicados en el presupuesto del presente proyecto, estarán en consonancia a los precios establecidos en los convenios en que tiene ámbito. Por otro lado las tarifas de mano de obra establecidas en el presupuesto, tanto del máster en ingeniería química como los peones y oficiales de construcción, se corresponderán con las vigentes en los bancos de precios consultados y el colegio oficial de ingenieros químicos.

1.2.3 Precios contradictorios

Todas aquellas partidas no presupuestadas, en el presupuesto original del presente proyecto y que vayan apareciendo a lo largo de la ejecución del mismo, serán asumidas por el promotor del proyecto siempre y cuando la dirección facultativa del mismo lo apruebe y supervise.

1.2.4 Mejoras, modificaciones, instalación de maquinaria

Todas aquellas mejoras, modificaciones o instalaciones de maquinaria no contempladas o reflejadas en el presupuesto inicial del proyecto y que no supongan un aumento elevado respecto al mismo, serán consideradas por la dirección del proyecto y, será ésta quien decidirá acerca de su aplicación.

1.3 Condiciones generales legales

1.3.1 Reconocimiento de marcas registradas

El autor de éste proyecto así como su promotor, reconocen las marcas registradas que han aparecido a lo largo del desarrollo y ejecución, además de los derechos de autor recogidos en la bibliografía consultada y citada en el mismo.

1.3.2 Derechos de autor

Los derechos de autor de este proyecto serán los estipulados por la legislación y reglamentación vigente en el momento del comienzo del proyecto, a excepción de posibles correcciones legales resultantes de los recursos legales que se hayan interpuesto contra las mencionadas leyes y reglamentos.

1.3.3 Causa de rescisión del proyecto

Las causas por las que el promotor podrá rescindir el contrato con el proyectista se citarán a continuación.

- En el caso de existir un retraso excesivo en la ejecución del proyecto.

- En el caso de abandono del proyecto sin una causa justificada.
- En el caso de fallecer el proyectista.
- En el caso de que existan causas administrativas.
- En el caso de que exista mutuo acuerdo entre las partes implicadas en el proyecto, siempre que ninguna de ellas se vea perjudicada.

Ante cualquier desacuerdo en el contrato del proyecto, éste se resolverá según se establece en los estatutos de la Universidad Politécnica de Valencia.

1.3.4 Accidentes de trabajo

El contratista tendrá la obligación de adoptar todas las medidas de seguridad que sean necesarias para evitar así cualquier tipo de accidente que pueda llegar a herir a alguna persona, adoptando las medidas oportunas de prevención de riesgos laborales.

Por otra parte se exigirá el cumplimiento de la Ordenanza de Higiene y Seguridad en el trabajo y de las normas de seguridad laboral.

2. CONDICIONES DE SEGURIDAD DE LOS REACTIVOS EMPLEADOS EN LA INSTALACIÓN.

El único reactivo empleado en la implantación del proyecto es el desacoplador metabólico TCS. En la Tabla 1 se encuentran recogidas las principales características de dicho reactivo.

Tabla 1: Características principales TCS

Nombre común		Nombre IUPAC		
TCS		3,3',4',5 Tetraclorosalicilanilida		
Fórmula Química		Número CAS		
C13H7Cl4NO2		1154-59-2		
Propiedades físico-químicas (Tª 25°C)				
Peso molecular	Estado ambiental	Tª Fusión	Tª Ebullición	Presión de vapor
351,01 g/mol	Sólido, polvo	162°C	---	---
Densidad relativa	Viscosidad	Solubilidad en agua	Tª autoignición	Tª Descomposición
---	---	Negligible	---	---
Medidas para su manipulación				
Frases H		Frases P		
H335, H319, H315		P261, P302+P352, P280, P305+P351+P338		
Pictogramas				
Xn- Nocivo por Ingestión				

3. CONDICIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

3.1 Ámbito de aplicación

El objeto del presente documento es la descripción de las especificaciones técnicas de los equipos que forman la instalación diseñada en el presente Trabajo Final de Máster bien se trata de equipos contruidos como el tanque de homogenización o bien de equipos seleccionados a un proveedor como el decantador o el SBR.

De modo que para los equipos contruidos las especificaciones de corresponderán, con las especificaciones de cimentación, estructura e impermeabilización escogidas. Para los equipos seleccionados a proveedor las especificaciones se corresponderán con los principales parámetros de diseño de los mismos.

3.2 Especificaciones en los materiales de construcción

Según la base de datos y banco de precios consultado en la elaboración del presente proyecto, se establecen las siguientes especificaciones técnicas para la cimentación, estructura e impermeabilización.

3.2.1 Especificaciones de la cimentación

En la realización de la cimentación de la instalación se han empleado dos tipos de hormigón:

- Hormigón en masa:
 - Tipo de hormigón: HL-150/C/TM.
 - Resistencia de tracción: 5 N/mm².
 - Consistencia: Blanda.
 - Tamaño máximo de árido: 32 mm.
- Hormigón para armar:
 - Tipo de hormigón: HA-30/B/16/IIa.
 - Resistencia de tracción: 30 N/mm².
 - Consistencia: Blanda
 - Tamaño máximo de árido: 16 mm
 - Otros: Para ambientes con humedad alta.

3.2.2 Especificaciones de la estructura

En la ejecución de la estructura del tanque únicamente se ha empleado un tipo de hormigón.

- Tipo de hormigón: HA-30/B/16/IIa.
- Resistencia de tracción: 30 N/mm².
- Consistencia: Blanda
- Tamaño máximo de árido: 16 mm
- Elaboración: En central en muros de 0,30 cm de espesor.
- Resistencia de la armadura: 60 Kg/m³
- Otros: Para ambientes con humedad alta.

3.2.3 Especificaciones de la impermeabilización

La impermeabilización del tanque se realizará con imprimación y pintura de Poliuretano ambas con las especificaciones técnicas establecidas:

- Pureza de la capa: 1 Kg/m².
- Densidad: 1,35 Kg/l
- Viscosidad : 130-135 U.Krebs
- Elongación: 400%
- Número de capas de pintura: 2
- Tipo de aplicación: Rodillo.

3.3 Especificaciones de los equipos seleccionados

3.3.1 Especificaciones del Reactor Biológico Secuenciado

Las especificaciones técnicas del SBR escogido proporcionadas por el fabricante se detallan a continuación:

- Marca: GVA.
- Capacidad: 3000m³.
- Difusores: Marca MPR con caudal de aire regulable de 5-15m³/h.
- Turbosoplante: Marca Sulzer con caudal de aire regulable hasta 7000m³/h.
- Equipado con la bomba de trasiego de llenado y vaciado de caudal regulables hasta 300m³/h.
- Equipado con oxímetro y sensores de nivel.

3.3.2 Especificaciones del decantador primario

Las especificaciones técnicas para el decantador se detallan a continuación:

- Marca: Courtex
- Capacidad: 900m³.
- Diámetro mínimo. 19m.
- Equipado con la bomba de trasiego de llenado y vaciado de caudal regulables hasta 900m³/h.
- Equipado con el puente giratorio y las correspondientes rasquetas.
- Equipado con los correspondientes sensores de nivel.

3.3.3 Especificaciones de los sensores de nivel

Las especificaciones técnicas para los sensores de nivel provistos en el tanque de homogenización, se detallan a continuación:

- Marca: Salvador Escoda.
- Modelo: DBSQ-01
- Protección: IP65.
- Temperatura máxima: 85 °C.
- Longitud de varilla y flotador: 200 mm.
- Tipo de montaje: Horizontal.
- Material de fabricación del cuerpo: Latón.

- Material de fabricación del flotador: Policarbonato.

3.3.4 Especificaciones de la bomba de dosificación

Las especificaciones técnicas para la bomba de dosificación del TCS se detallan a continuación:

- Marca: Dosapro.
- Modelo: G pulse G33C-525 P.
- Temperatura de diseño: 25 °C.
- Densidad máxima de operación: 1,4 gr/l
- Caudal máximo de dosificación: 100 l/h.
- Contrapresión máxima: 3 bares.
- Contrapresión de operación: 2 bares.
- Potencia eléctrica del motor: 0,18 Kw.
- Revoluciones por minuto: 3000 rpm.

3.3.5 Especificaciones de la válvula de guillotina

Las especificaciones técnicas para las válvulas de guillotina del tanque de homogenización diseñado, se detallan a continuación:

- Marca: Weir.
- Modelo: Iso Gate Serie WS.
- Densidad máxima de operación: 2,5 kg/l
- Diámetro: de 5 a 32 cm.
- Presión máxima: 10,35 bares.
- Material del cuerpo: Hierro dúctil (D20) u Acero inoxidable 316 (C23)
- Material de las mangas: Caucho natural y EPDM.

4. GESTIÓN DE LOS RESIDUOS GENERADOS

Los residuos generados se pueden separar en dos grupos: por un lado los residuos generados durante la ejecución del proyecto y, por otro, los residuos generados durante el funcionamiento o explotación de la línea de tratamiento de agua diseñada. A continuación, se explicará cómo gestionar cada uno de éstos tipos.

4.1 Residuos generados en la ejecución del proyecto.

En éste tipo de residuos estarán recogidos, todos aquellos residuos generados en las obras del proyecto.

Por parte de la instalación de los equipos, hay equipos que tras el diseño han sido seleccionados por catálogo, como sería el SBR. Éste equipo será instalado por los propios proveedores, de manera que los residuos generados en estas instalaciones deberán ser gestionados por ellos mismos. Por tanto, serán los proveedores los que tendrán la responsabilidad legal sobre los mismos.

Respecto a los residuos generados en la construcción de los tanques, éstos deberán ser gestionados por el promotor del proyecto y, por tanto, éste será el que tenga la responsabilidad legal de los mismos. Estos residuos podrán ser restos de hormigón, tuberías, etc. Estos residuos se gestionarán siguiendo la jerarquía que establece la Ley 22/2011 de residuos: Minimización, Reutilización, Reciclado, Valorización energética y Eliminación.

4.2 Residuos generados en la explotación del proyecto.

Éste tipo de residuos serán aquellos que son generados durante el funcionamiento de la línea de tratamiento diseñada en el presente trabajo final de máster. Los residuos generados serán los fangos del SBR.

Los fangos de salida del SBR serán gestionados por un gestor autorizado. El gestor decidirá si estos fangos son utilizados para la generación de energía o bien son llevados a un vertedero de residuos peligrosos, dado su alto contenido en materia orgánica.

Documento IV: Presupuesto

Documento IV: Presupuesto

1.	INTRODUCCIÓN	IV.99
2.	MEDICIONES DE LA INSTALACIÓN	IV.100
2.1	Mediciones estudio previos	IV.100
2.2	Mediciones Movimientos de Tierras.....	IV.101
2.3	Mediciones Cimentación	IV.101
2.4	Mediciones Estructura	IV.102
2.5	Mediciones Impermeabilización	IV.102
2.6	Mediciones Equipos	IV.102
2.7	Mediciones Seguridad y Salud	IV.103
2.8	Mediciones Control de Calidad	IV.103
2.9	Mediciones Gestión de Residuos de Demolición y Construcción	IV.104
3.	PRESUPUESTO POR CAPÍTULOS	IV.104
3.1	Presupuesto parcial Estudios Previos.....	IV.104
3.2	Presupuesto parcial Movimientos de Tierras.....	IV.105
3.3	Presupuesto parcial Cimentación.....	IV.105
3.4	Presupuesto parcial Estructura	IV.105
3.5	Presupuesto parcial Impermeabilización	IV.106
3.6	Presupuesto parcial Equipos	IV.106
3.7	Presupuesto parcial Seguridad y Salud	IV.107
3.8	Presupuesto parcial Control de Calidad	IV.107
3.9	Presupuesto parcial Gestión de Residuos de Demolición y Construcción	IV.107
3.10	Presupuesto de ejecución material.....	IV.108
4.	RESUMEN DEL PRESUPUESTO DE LA INSTALACIÓN	IV.109

1. INTRODUCCIÓN

El presente presupuesto se encuentra estructurado en nueve capítulos o unidades de obra. Dichos capítulos serán: Estudios previos, movimientos de tierras, cimentación, estructura, impermeabilización, equipos, estudios previos, seguridad y salud, control de calidad y gestión de residuos de demolición y construcción. Estos tres últimos capítulos han sido estipulados como partidas alzadas, que englobarán los posibles gastos asociados a cada campo. Destacar también, que el estudio realizado sobre la reducción de fangos por el desacoplador metabólico se ha presupuestado en la unidad de obra de estudios previos.

Los documentos que forman el presente presupuesto serán el cuadro de mediciones, el presupuesto por capítulos y el resumen del presupuesto:

- Mediciones: Se trata del documento en el que se detallan las operaciones realizadas en cada unidad de obra para determinar su cantidad. Obtenida la cantidad de cada unidad de obra, se podrá proceder a la realización del presupuesto.
- Presupuesto por capítulos: Obtenidas las cantidades a presupuestar, en dicho documento se presentan los presupuestos parciales para cada unidad de obra, observando a lo que asciende cada una de ellas, mostrando por último el presupuesto de ejecución material del proyecto.
- Resumen del presupuesto: Obtenido el presupuesto de ejecución material, se le aplicarán los gastos generales, beneficio industrial, I.V.A y honorarios obteniendo de este modo el presupuesto total del proyecto.

2. MEDICIONES DE LA INSTALACIÓN

2.1 Mediciones estudio previos

1. Estudios previos				
Nº	Ud	Descripción		Medición
1.1		Alquiler de equipos empleados en los ensayos de las plantas piloto, incluyendo los equipos adicionales utilizados en las analíticas de los efluentes y licores de mezcla.		
		Descripción	uds	
		Planta piloto SBR	2	2
				Subtotal 2
1.2		Analíticas químicas del agua de alimentación y de los efluentes, incluyendo todos los materiales y kits empleados en la realización de las mismas.		
		Descripción	uds	Repeticiones por ensayo
		DQO	82	1
		NKT	26	1
		NH4+	26	1
		NO3-	26	1
		NO2-	8	1
		P	26	1
				Subtotal 194
1.3		Analíticas químicas de los componentes de los licores de mezcla necesarios, incluyendo todos los materiales y kits empleados.		
		Descripción	uds	Repeticiones por ensayo
		Proteínas	20	3
		Carbohidratos	20	3
		ADN	10	3
				Subtotal 150
1.4		Analíticas físicas del agua de alimentación y de los efluentes, incluyendo todos los materiales y kits empleados en la realización de las mismas.		
		Descripción	uds	Repeticiones por ensayo
		pH	82	1
		Conductividad	82	1
		Turbidez	82	1
				Subtotal 246
1.5		Analíticas efectuadas en el seguimiento de la evolución de los sólidos en suspensión en la experiencia, incluyendo todos los materiales empleado así como la mano de obra		
		Descripción	uds	Repeticiones por ensayo
		SSLM	134	2
		SSV	66	2
				Subtotal 400

1.6 Analíticas Respirométricas realizadas en el licor de mezcla al inicio y final de la experiencia en el CPI. Incluyendo materiales, programas y reactivos empleados, así como la asistencia del personal del CPI.

Descripción	uds	Repeticiones por ensayo	
Respirometría	4	1	4
Subtotal			4

2.2 Mediciones Movimientos de Tierras

2. Movimientos de tierras

2.1 m2 Desbroce y limpieza superficial del terreno por medios mecánicos, sin carga ni transporte al vertedero y con p.p. de medios auxiliares.

Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto	Medición	
Decantador primario	1	22	22		484	
Tanque homogenización	1	32	22		704	
SBR	3	23	23		1587	
Subtotal					2775	m2

2.2 m3 Excavación en pozos en terrenos compactos, por medios mecánicos, con extracción de tierras a los bordes, sin carga ni transporte al vertedero, y con p.p. de medios auxiliares.

Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto	Medición	
Tanque homogenización	1	32	22	0,5	352	
Subtotal					352	m3

2.3 m3 Transporte de tierras al vertedero, a una distancia menor de 10 km., considerando ida y vuelta, con camión basculante cargado a máquina, canon de vertedero, y con p.p. de medios auxiliares, considerando también la carga.

Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto	Medición	
Tanque homogenización	1	32	22	0,5	352	
Subtotal					352	m3

2.3 Mediciones Cimentación

3. Cimentación

3.1 m3 Hormigón en masa HL-150/C/TM, de 5 N/mm2., consistencia blanda, Tmáx.32 mm. Elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, incluso vertido por medios manuales y colocación. Según EHE-08 y DB-SE-C.

Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto	Medición	
Tanque homogenización	1	32	22	0,1	70,4	
Subtotal					70,4	m3

3.2 m3 Hormigón para armar HA-30/B/16/IIa, de 30 N/mm2., consistencia blanda, Tmáx. 16 mm., para ambiente humedad alta, elaborado en central en losas de cimentación, incluso vertido por medios manuales, vibrado, curado y colocado. Según EHE-08 y DB-SE-C.

Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto	Medición	
Tanque homogenización	1	32	22	0,4	281,6	

Subtotal 281,6 m3

2.4 Mediciones Estructura

4. Estructura						
Nº	Ud	Descripción	Medición			
		Hormigón armado HA-30/B/16/Ila, de 30 N/mm ² ., consistencia blanda, T _{máx} . 16 mm., para ambiente humedad alta, elaborado en central en muros de 0,30 cm de espesor , incluso armadura (60 kg./m ³ .), encofrado y desencofrado con tablero aglomerado a dos caras, vertido por medios manuales, vibrado, curado y colocado.				
4.1	m3	Según EHE-08 y DB-SE-C.				
		Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto
		Tanque homogenización	1	30	20	15,4
		[2 · L · Al·0,3 + 2·An·Al·0,3]				
					Subtotal	462 m3

2.5 Mediciones Impermeabilización

5. Impermeabilización						
Nº	Ud	Descripción	Medición			
		Impermeabilización de vasos en depósitos de agua potable, piscinas o estanques con imprimación y revestimiento poliuretano de gran pureza en capa de 1,00 Kg/m ² , resistente a los agentes químicos agresivos, en dos manos, aplicada con rodillo				
5.1	m2	previa limpieza del soporte.				
		Descripción	uds	Largo	Ancho	Alto
		Tanque homogenización	1	30	20	15,5
		[2 · L · Al + 2·An·Al + L·An]				
					Subtotal	2420 m2

2.6 Mediciones Equipos

6. Equipos						
Nº	Ud	Descripción	Medición			
		Reactor biológico Secuenciado marca GVA o similar. Con capacidad de hasta 3000 m3 de 20m de diámetro y 10m de altura. Incluye oxímetros, sensores de nivel, agitadores y difusores con caudal de aire regulable y turbosoplante marca Sulzer modelo ABS HST 20-600-1-190 o similar , así como las bombas de llenado y vaciado, el sistema de tuberías y todos los sistemas de seguridad pertinentes.				
6.1		Incluye gastos de transporte e instalación.				
		Descripción	uds			
		SBR	3			
					Subtotal	3
		Decantador horizontal marca Coutex o similar. Con capacidad de 900 m3 de 19m de diámetro y 3 m de altura, provisto con las correspondientes rasquetas en el fondo, y puentes giratorios. Provisto de la bomba de vaciado y las correspondientes válvulas para su operación y equipos auxiliares. Así como de interruptores de nivel y los sistemas de seguridad pertinentes. Incluidos gastos de transporte e instalación.				
6.2						
		Descripción	uds			
		Decantador Primario	1			
					Subtotal	1

6.3 Interruptor de nivel de la marca salvador escoda, modelo DBSQ-01 o similar para control de nivel de líquido y montaje horizontal. Con cuerpo de latón y flotador de policarbonato, protección IP65 y poder de ruptura 15(8), 24... 250Vca. Temperatura máxima 85°C, longitud de varilla y flotador de 200 mm. Incluidos los gastos de transporte e instalación.

Descripción	uds	
Interruptor de nivel	2	2
Subtotal		2

6.4 Bomba de dosificación Dosapro o similar, modelo G pulse G33C-525P. Con temperatura de diseño de 25°C y densidad máxima de operación de 1,4 gr/l. Caudal de dosificación regulable por variación de pulso con caudal máximo de 100 l/h. Contrapresión de operación de 3 bares de máxima y 2 bares de contrapresión normal. Potencia eléctrica del motor de accionamiento de 0, 18 KW y 3000 rpm. Provista de las válvulas y accesorios auxiliares para su funcionamiento. Con gastos de transporte y instalación incluidos.

Descripción	uds	
Bomba de dosificación TCS	1	1
Subtotal		1

6.5 Válvula guillotina marca Weir, modelo Iso Gate Serie WS o similar. Estilo wafer de servicio pesado especialmente diseñada para aplicaciones de pulpas severas, abrasivas y corrosivas. Con gastos de transporte y instalación incluidos

Descripción	uds	
Válvula entrada tanque homogenización	1	1
Válvula salida tanque homogenización	1	1
Subtotal		2

2.7 Mediciones Seguridad y Salud

7. Seguridad y Salud

Nº Ud	Descripción	Medición
7.1	Partida alzada que comprende todas las medidas de seguridad y salud necesarias para la ejecución del proyecto y comprende un 3% del presupuesto.	
Subtotal		1

2.8 Mediciones Control de Calidad

8. Control de Calidad

Nº Ud	Descripción	Medición
8.1	Partida alzada que comprende todos los trabajos de control de calidad durante la ejecución de los trabajos y es igual al 2% del presupuesto.	
Subtotal		1

2.9 Mediciones Gestión de Residuos de Demolición y Construcción

9. Gestión de Residuos de Demolición y Construcción		
Nº Ud	Descripción	Medición
9.1	Partida alzada que comprende todas las tareas de gestión de residuos de demolición y construcción durante la ejecución de los trabajos y comprende a un 2% del presupuesto.	
Subtotal		1

3. PRESUPUESTO POR CAPÍTULOS

3.1 Presupuesto parcial Estudios Previos

1. Estudios Previos del Reactivo				
Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
1.2	Alquiler de equipos empleados en los ensayos de las plantas piloto, incluyendo los equipos adicionales utilizados en las analíticas de los efluentes y licores de mezcla.	2	350,00	700,00
1.2	Analíticas químicas del agua de alimentación y de los efluentes, incluyendo todos los materiales y kits empleados en la realización de las mismas.	194	30,00	5820,00
1.3	Analíticas químicas de los componentes de los licores de mezcla necesarios, incluyendo todos los materiales y kits empleados.	150	45,00	6750,00
1.4	Analíticas físicas del agua de alimentación y de los efluentes, incluyendo todos los materiales y kits empleados en la realización de las mismas.	246	0,20	49,20
1.5	Analíticas efectuadas en el seguimiento de la evolución de los sólidos en suspensión en la experiencia, incluyendo todos los materiales empleado así como la mano de obra	400	0,25	100,00
1.6	Analíticas Respirométricas realizadas en el licor de mezcla al inicio y final de la experiencia en el CPI. Incluyendo materiales, programas y reactivos empleados, así como la asistencia del personal del CPI	4	50,00	200,00
Total presupuesto parcial Estudios Previos del Reactivo				13619,20

3.2 Presupuesto parcial Movimientos de Tierras

2. Movimientos de Tierras

Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
2.1 m2	Desbroce y limpieza superficial del terreno por medios mecánicos, sin carga ni transporte al vertedero y con p.p. de medios auxiliares.	2775	0,38	1054,50
2.2 m3	Excavación en pozos en terrenos compactos, por medios mecánicos, con extracción de tierras a los bordes, sin carga ni transporte al vertedero, y con p.p. de medios auxiliares.	352	11,65	4100,80
2.3 m3	Transporte de tierras al vertedero, a una distancia menor de 10 km., considerando ida y vuelta, con camión basculante cargado a máquina, canon de vertedero, y con p.p. de medios auxiliares, considerando también la carga.	352	9,92	3491,84

Total presupuesto parcial Movimientos de Tierras 8647,14

3.3 Presupuesto parcial Cimentación

3. Cimentación

Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
3.1 m3	Hormigón en masa HL-150/C/TM, de 5 N/mm2., consistencia blanda, Tmáx.32 mm. Elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, incluso vertido por medios manuales y colocación. Según EHE-08 y DB-SE-C.	70,4	66,90	4709,76
3.2 m3	Hormigón para armar HA-30/B/16/IIa, de 30 N/mm2., consistencia blanda, Tmáx. 16 mm., para ambiente humedad alta, elaborado en central en losas de cimentación, incluso vertido por medios manuales, vibrado, curado y colocado. Según EHE-08 y DB-SE-C.	281,6	79,80	22471,68

Total presupuesto parcial Cimentación 27181,44

3.4 Presupuesto parcial Estructura

4. Estructura

Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
4.1 m3	Hormigón armado HA-30/B/16/IIa, de 30 N/mm2., consistencia blanda, Tmáx. 16 mm., para ambiente humedad alta, elaborado en central en muros de 0,30 cm de espesor , incluso armadura (60 kg./m3.), encofrado y desencofrado con tablero aglomerado a dos caras, vertido por medios manuales, vibrado, curado y colocado. Según EHE-08 y DB-SE-C.	462	428,48	197957,76

Total presupuesto parcial Estructura 197957,76

3.5 Presupuesto parcial Impermeabilización

5. Impermeabilización				
Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
5.1 m3	Impermeabilización de vasos en depósitos de agua potable, piscinas o estanques con imprimación y revestimiento poliuretano de gran pureza en capa de 1,00 Kg/m2, resistente a los agentes químicos agresivos, en dos manos, aplicada con rodillo previa limpieza del soporte.	2420	15,23	36856,60
Total presupuesto parcial Impermeabilización				36856,60

3.6 Presupuesto parcial Equipos

6. Equipos				
Nº Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
6.1	Reactor biológico Secuenciado marca GVA o similar. Con capacidad de hasta 3000 m3 de 20m de diámetro y 10m de altura. Incluye oxímetros, sensores de nivel, agitadores y difusores con caudal de aire regulable y turbosoplante marca Sulzer modelo ABS HST 20-600-1-190 o similar, así como las bombas de llenado y vaciado, el sistema de tuberías y todos los sistemas de seguridad pertinentes. Incluye gastos de transporte e instalación.	3	33975,12	101925,36
6.2	Decantador horizontal marca Coutex o similar. Con capacidad de 900 m3 de 19m de diámetro y 3 m de altura, provisto con las correspondientes rasquetas en el fondo, y puentes giratorios. Provisto de la bomba de vaciado y las correspondientes válvulas para su operación y equipos auxiliares. Así como de interruptores de nivel y los sistemas de seguridad pertinentes. Incluidos gastos de transporte e instalación.	1	9805,06	9805,06
6.3	Interruptor de nivel de la marca salvador escoda, modelo DBSQ-01 o similar para control de nivel de líquido y montaje horizontal. Con cuerpo de latón y flotador de policarbonato, protección IP65 y poder de ruptura 250Vca. Temperatura máxima 85°C, longitud de varilla y flotador de 200 mm. Incluidos los gastos de transporte e instalación.	2	97,58	195,16
6.4	Bomba de dosificación Dosapro o similar, modelo G pulse G33C-525P. Con temperatura de diseño de 25°C y densidad máxima de operación de 1,4 gr/l. Caudal de dosificación regulable por variación de pulso con caudal máximo de 100 l/h. Provista de las válvulas y accesorios auxiliares para su funcionamiento. Con gastos de transporte y instalación incluidos.	1	924,12	924,12
6.5	Válvula guillotina marca Weir, modelo Iso Gate Serie WS o similar. Estilo wafer de servicio pesado especialmente diseñada para aplicaciones de pulpas severas, abrasivas y corrosivas. Con gastos de transporte y instalación incluidos	2	146,56	293,12
Total presupuesto parcial Equipos				113142,82

3.7 Presupuesto parcial Seguridad y Salud

7. Seguridad y Salud

Nº	Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
7.1	m3	Partida alzada que comprende todas las medidas de seguridad y salud necesarias para la ejecución del proyecto y comprende un 3% del presupuesto.	1	11922,25	11922,25
Total presupuesto parcial Seguridad y Salud					11922,25

3.8 Presupuesto parcial Control de Calidad

8. Control de Calidad

Nº	Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
8.1	m3	Partida alzada que comprende todos los trabajos de control de calidad durante la ejecución de los trabajos y es igual al 2% del presupuesto.	1	7948,10	7948,10
Total presupuesto parcial Control de Calidad					7948,10

3.9 Presupuesto parcial Gestión de Residuos de Demolición y Construcción

9. Gestión de Residuos de Demolición y Construcción

Nº	Ud	Descripción	Cantidad	Precio (€)	Total (€)
9.1	m3	Partida alzada que comprende todas las tareas de gestión de residuos de demolición y construcción durante la ejecución de los trabajos y comprende a un 2% del presupuesto.	1	7948,10	7948,10
Total presupuesto parcial Gestión de Residuos de Demolición y Construcción					7948,10

3.10 Presupuesto de ejecución material

	Importe (€)
1. Estudios Previos del Reactivo	13619,20
2. Movimientos de Tierras	8647,14
3. Cimentación	27181,44
4. Estructura	197957,76
5. Impermeabilización	36856,60
6. Equipos	113142,82
7. Seguridad y Salud	11922,15
8. Control de Calidad	7948,10
9. Gestión de Residuos de Demolición y Construcción	7948,10
Total Presupuesto de ejecución material	425223,31

4. RESUMEN DEL PRESUPUESTO DE LA INSTALACIÓN

Calculado el presupuesto de ejecución material, a continuación se mostrará el resumen del presupuesto, en que quedan reflejados los costes de ejecución del proyecto, teniendo en cuenta los honorarios del proyectista así como los impuestos de ejecución del mismo:

Capítulo	Importe (€)	%
1. Estudios Previos del Reactivo	13619,20	3,2
2. Movimientos de Tierras	8647,14	2,03
3. Cimentación	27181,44	6,39
4. Estructura	197957,76	46,6
5. Impermeabilización	36856,60	8,67
6. Equipos	113142,82	26,6
7. Seguridad y Salud	11922,15	2,8
8. Control de Calidad	7948,10	1,87
9. Gestión de Residuos de Demolición y Construcción	7948,10	1,87
Total Presupuesto de ejecución material	425223,31	
12 % de gastos generales	51026,7969	
6% de beneficio industrial	25513,3984	
Presupuesto de ejecución por contrata	501763,50	
21% IVA	105370,336	
Presupuesto de ejecución de inversión	607133,84	
Honorarios de Ingeniero Químico		
Proyecto	7% sobre PEM	29765,6315
	21% sobre honorarios de Proyecto	
IVA		6250,78262
Total honorarios Proyecto		36016,4141
Dirección de Obra	7% sobre PEM	29765,6315
	21% sobre honorarios de Dirección de Obra	
IVA		6250,78262
Total honorarios Dirección de obra		36016,4141
	Total honorarios Ingeniero Químico	72032,8282
	Total presupuesto General	679166,67

El presupuesto general asciende a la expresada cantidad de SEISCIENTOS TETENTA Y NUEVE MIL CIENTO SESENTA Y SEIS CON SESENTA Y SIETE CENTIMOS.

