



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

CAMPUS D'ALCOI

*Estudio de la evolución de  
los parámetros de  
funcionamiento de un  
reactor SBR alimentado  
con aguas residuales que  
contienen medicamentos.*

---

**MEMORIA PRESENTADA POR**

*Eva Ortiz Llopis*

GRADO DE INGENIERIA QUÍMICA

Tutor del trabajo: María Fernanda López Pérez

Convocatoria de defensa: septiembre 2017



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA  
CAMPUS D'ALCOI

EVA ORTIZ LLOPIS

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

## RESUMEN

Este Trabajo Final de Grado está centrado en el estudio del comportamiento de un reactor biológico secuencial (SBR) que se alimenta a partir de un agua sintética que contiene fármacos.

El proceso experimental, llevado a cabo durante 3 meses en un laboratorio, ha requerido de un reactor automatizado, al cual le introducimos inicialmente una cantidad de fango biológico obtenida a partir de la EDAR (Estación Depuradora de Aguas Residuales) de Alcoy. Para poder mantener los microorganismos vivos y permitir su desarrollo, se añadía el alimento a un contenedor con una capacidad de 24 L. El agua clarificada también se depositaba en un contenedor con las mismas características.

Para apreciar la evolución y el grado de eliminación de la materia orgánica, que con la presencia de los fármacos iba cada vez más en declive, se medían dos veces por semana los parámetros más indicativos del agua, como la DQO, el pH, los sólidos en suspensión...De la misma manera, la situación de la biomasa se estudiaba a través de ensayos microscópicos.

La medición de estos parámetros ha sido utilizada posteriormente para representar en el programa Matlab la evolución de las variables necesarias para la realización del diseño del SBR.

Por último, una vez obtenido el diseño del reactor y los equipos necesarios para su funcionamiento, se ha realizado un estudio económico para determinar cuál es el coste, en €, por tratar un m<sup>3</sup> de agua en nuestro reactor.

## RESUM

Aquest Treball Final de Grau està centrat en l'estudi del comportament d'un reactor biològic seqüencial (SBR) que s'alimenta a partir d'una aigua sintètica que conté fàrmacs.

El procés experimental, dut a terme durant 3 mesos en un laboratori, ha requerit d'un reactor automatitzat, al qual li introduïrem inicialment una quantitat de fang biològic obtinguda a partir de l'EDAR (Estació Depuradora d'Aigües Residuals) d'Alcoi. Per poder mantenir els microorganismes vius i permetre el seu desenvolupament, s'afegia l'aliment a un contenidor amb una capacitat de 24 L. L'aigua clarificada també es dipositava en un contenidor amb les mateixes característiques.

Per apreciar l'evolució i el grau d'eliminació de la matèria orgànica, que amb la presència dels fàrmacs anava cada vegada més en declivi, es mesuraven dos vegades per setmana els paràmetres més indicatius de l'aigua, com la DQO, el pH, els sòlids en suspensió... De la mateixa manera, la situació de la biomassa s'estudiava a través d'assajos microscòpics.

El mesurament d'aquests paràmetres ha sigut utilitzat posteriorment per representar al programa Matlab l'evolució de les variables necessàries per a la realització del disseny del SBR.

Finalment, una vegada obtingut el disseny del reactor i els equips necessaris per al seu funcionament, s'ha realitzat un estudi econòmic per determinar quin és el cost, en €, per tractar un m<sup>3</sup> d'aigua al nostre reactor.

## **ABSTRACT**

This Final Project is centered on the study of the behavior of a sequential biological reactor (SBR) that is fed from a synthetic water containing drugs.

The experimental process, carried out for 3 months in a laboratory, required an automated reactor, to which we initially introduced an amount of biological sludge obtained from the Sewage Treatment Plant of Alcoy. In order to keep the microorganisms alive and allow their development, the food was added to a container with a capacity of 24 L. The clarified water was also deposited in a container with the same characteristics.

In order to evaluate the evolution and degree of elimination of the organic matter, which with the presence of the drugs was decreasing, the most indicative parameters of water were measured twice a week as COD, pH, suspended solids...In the same way, the biomass situation was studied through microscopic tests.

The measurement of these parameters has been used to represent in the Matlab program the evolution of the variables necessary for the realization of the SBR design.

Finally, once the design of the reactor and the equipment necessary for its operation has been obtained, an economic study has been carried out to determine the cost in € for treating a m<sup>3</sup> of water in our reactor.



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA  
CAMPUS D'ALCOI

EVA ORTIZ LLOPIS

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

# ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN .....	1
1.1. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES .....	1
1.2. CONTAMINANTES EMERGENTES: FÁRMACOS.....	2
1.3. LEGISLACIÓN .....	5
1.4. REACTOR SBR .....	6
2. OBJETIVOS .....	8
3. METODOLOGIA.....	9
3.1. PARTE EXPERIMENTAL .....	9
3.2. FUNCIONAMIENTO DEL REACTOR SBR .....	11
3.3. ALIMENTO: PREPARACIÓN .....	12
3.4. DISOLUCIÓN DE LOS MEDICAMENTOS .....	12
4. ANÁLISIS .....	14
4.1. PARÁMETROS CUANTITATIVOS.....	14
4.1.1. Demanda química de oxígeno.....	14
4.1.2. pH y conductividad.....	15
4.1.3. Turbidez.....	15
4.1.4. Sólidos en suspensión .....	16
4.2. PARÁMETROS CUALITATIVOS .....	17
4.2.1. V-30 .....	17
4.2.2. Microscopía .....	17
5. RESULTADOS .....	18
5.1. pH .....	18
5.2. Conductividad .....	18
5.3. Turbidez.....	19
5.4. Demanda química de oxígeno.....	19
5.5. Sólidos en suspensión .....	21
5.6. V-30 .....	22
5.7. Microscopía.....	23
5.8. Índice de fangos .....	28

6. DISEÑO DEL SBR .....	31
6.1. COMPARACIÓN DE LOS GRÁFICOS OBTENIDOS EN MATLAB.....	31
6.2. CÁLCULO DEL VOLUMEN.....	36
6.3. CÁLCULO DEL Nº DE DIFUSORES NECESARIOS.....	37
6.4 BOMBAS, VÁLVULAS, TUBERÍAS, CAUDALÍMETROS Y SENSORES .....	41
6.4.1. Bombas.....	41
6.4.2. Válvulas .....	43
6.4.3. Tuberías.....	44
6.4.4. Caudalímetros .....	44
6.4.5. Sensores .....	45
6.5. ESQUEMA DEL DISEÑO.....	47
7. ESTUDIO ECONÓMICO .....	48
7.1. COSTES DE INVERSIÓN .....	48
7.1.1. Costes directos .....	48
7.1.2. Costes indirectos .....	52
7.1.3. Costes de puesta en marcha .....	53
7.1.4. Costes totales de inversión .....	53
7.2. COSTES DE OPERACIÓN ANUALES.....	53
7.3. COSTE DEL m <sup>3</sup> DE AGUA TRATADA.....	55
8. CONCLUSIONES .....	57
9. BIBLIOGRAFIA .....	59
ANEXOS .....	62

# MEMORIA

## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

El agua es un recurso imprescindible para la vida. Todos los seres vivos requieren de ella, y con el paso del tiempo se está convirtiendo en un recurso cada vez más limitado.

Un agua contaminada puede provocar efectos negativos tanto en la salud de los seres vivos como en la propia naturaleza. Por este motivo, las aguas residuales contaminadas por el ser humano se gestionan mediante tratamientos de depuración, dejándola apta para ser vertida de nuevo al medio ambiente y poder ser reutilizada, por ejemplo, como riego, asegurando una buena calidad y evitando impactos sobre el medio y los recursos naturales.

Las aguas residuales que recibe una depuradora convencional pueden tener procedencia urbana o industrial. En función de su origen, la planta estará diseñada de una forma u otra, pero en general, el funcionamiento de una de ellas tiene las siguientes fases:



**Figura 1.1.1 Esquema de una depuradora de aguas residuales.**

<http://www.celandigital.com/25/index.php/brujula-afondo/medio-ambiente/edar>

**Pretratamiento:** Mediante una criba o rejas de desbaste (automáticas en su mayoría), se retienen los sólidos más grandes. Las rejas pueden ser de gruesos (separación entre barrotes >50 mm), de medios (15-50 mm) o de finos (8-12 mm). A esto le sigue un proceso de tamizado, donde se utilizan pasos de entre 2 y 6 mm, y se filtran las partículas que hayan podido pasar después de las rejas. Seguidamente, se hace pasar el agua por un desarenador-desengrasador, donde las partículas de tamaño más pequeño pero con densidades mayores que el agua, chocan contra una pared inclinada debido al movimiento del agua, y son depositadas en el fondo. Las grasas quedan flotando y son eliminadas mediante rasquetas de superficie.

**Tratamiento primario:** A través de un primer decantador, se separan los sólidos y se distinguen dos fases: los sedimentables al fondo, y los flotantes en la superficie. Mediante coagulación-floculación se puede facilitar la sedimentación de los mismos.

**Tratamiento biológico:** Aquí se encuentran los lodos biológicos con microorganismos encargados de degradar la materia orgánica disuelta que queda presente en el agua. Éstos sedimentan posteriormente en un decantador secundario, dejando un efluente libre de sólidos y de compuestos orgánicos.

Los lodos decantados, son tratados paralelamente en una línea de fangos para su posterior uso como abono, combustible en cementeras o para ser gestionados de forma adecuada.

**Tratamiento terciario:** Este tratamiento no está instalado en todas las EDAR. Consiste en refinar el agua mediante procesos como radiación ultravioleta, ultrafiltración... dándole unas mejores características y aventajándola para usos más exclusivos que las aguas que salen del decantador secundario no pueden tener, tales como usos industriales o agrícolas.

Bibliografía: [1]

## 1.2. CONTAMINANTES EMERGENTES: FÁRMACOS

*“Como contaminante emergente se entiende todo contaminante previamente desconocido o no reconocido como tal, cuya presencia en el medio ambiente no es necesariamente nueva, pero sí la preocupación por las posibles consecuencias de la misma. La principal fuente de entrada de estos compuestos en el medio ambiente acuático son las aguas residuales”. [2]*

Los fármacos son sustancias que se consideran como contaminantes emergentes. Los compuestos farmacéuticos se agrupan en diferentes clases: hormonas, antiinflamatorios, antiepilépticos, estatinas, antidepresivos, beta bloqueadores, antibióticos, productos de contrastes, etc. Los usos de estas

moléculas son domésticos, veterinarios y hospitalarios, en la mayoría de casos. Cuando una persona u animal toma un medicamento, su cuerpo solamente asimila aproximadamente un 30% de éste, mientras que el 70% restante no metabolizado, es eliminado por excreción.

Numerosos estudios han demostrado la presencia de éstos en las aguas residuales urbanas, aguas residuales de los hospitales y aguas superficiales. También se han detectado en aguas subterráneas e incluso en el suelo, debido al uso de aguas residuales para riego.

Los compuestos químicos de estos fármacos llegan con las aguas residuales a las plantas depuradoras y suponen un gran problema para éstas, puesto que normalmente son muy poco biodegradables o tóxicos, y afectan a todo el proceso biológico, alterando el crecimiento y la estabilidad de los microorganismos presentes en los fangos.

La poca biodegradabilidad de estos compuestos se debe a que las moléculas que los forman tienen más de un grupo ionizable, y se trata de moléculas de grandes tamaños y complejas.

El mayor problema de estos contaminantes emergentes es la falta de conocimiento de su impacto en el medio, o su efecto a largo plazo sobre la salud humana y el planeta en general.

El vertido a mares y ríos, de aguas que los contengan, puede ser causante de alteraciones y muerte de muchos peces.

Bibliografía: [3]

En la Tabla 1.2.1., se muestran cuáles han sido las mínimas y máximas concentraciones de una serie de contaminantes emergentes tanto en el influente como el efluente medidas en una planta de aguas residuales.

**Tabla 1.2.1 Concentraciones de contaminantes emergentes ( $\mu\text{g/L}$ ) en el influente y efluente en una planta de tratamiento de aguas residuales.**

Pharmaceuticals compounds	Molecules	Influent						Effluent						Removal rate (%)
		Means	RSD	Median	Min	Max	n	Means	RSD	Median	Min	Max	n	
Antibiotics	Clarithromycin	0.344					2	0.15					2	56.4
	Ciprofloxacin	0.62	1.48	0.157	0.09	5.524	13	0.234	0.649	0.021	0.007	2.378	13	62.3
	Doxycyclin	0.65	0.94	0.098	0.067	2.48	10	0.420	0.426	0.227	0.038	1.09	9	35.4
	Erythromycin	0.58	0.242	0.56	0.346	0.83	3	0.297	0.237	0.2305	0.109	0.62	4	48.8
	Erythromycin-H <sub>2</sub> O	2.025					2	0.59					2	70.9
	Methronidazole	0.09					1	0.055					1	38.9
	Norfloxacin	0.115	0.056	0.0905	0.066	0.25	12	0.0526	0.0985	0.0195	0.007	0.33	10	54.3
	Ofloxacin	0.482	0.884	0.156	0.007	2.275	6	0.171	0.317	0.0485	0.007	0.816	6	64.5
	Roxithromycin	0.78	0.737	0.81	0.0272	1.5	3	0.472	0.435	0.54	0.008	0.87	3	39.5
	Sulfamethoxazole	0.32	0.248	0.2905	0.02	0.674	10	0.264	0.150	0.243	0.07	0.62	11	17.5
Antiepileptics	Sulfapyridin	0.492					1	0.081					1	83.5
	Tetracyclin	48					1	2.375					2	95.1
	Trimethoprim	0.43	0.401	0.251	0.0535	1.3	15	0.424	0.363	0.32	0.04	1.34	17	1.4
	Carbamazepine	0.732	0.869	0.25	0.0819	1.68	6	0.774	0.789	0.37	0.042	2.1	13	-5.7
	4-aminoantipyrine	1.517					1	0.676					1	55.4
Analgesics and anti-inflammatorys	Antipyrin	0.04					1	0.027					1	32.5
	Codein	2.8605					2	1.93					2	32.5
	Diclofenac	1.039	1.283	0.232	0.16	3.1	6	0.679	0.701	0.55	0.04	2.448	11	34.6
	Ibuprofen	13.482	25.639	3.495	0.0143	22.7	10	3.480	1.489	0.56	0.03	12.6	17	74.2
	Indomethacine	0.136					2	0.166	0.118	0.19	0.037	0.27	3	-22.1
	Ketoprofen	0.483	0.286	0.441	0.146	0.94	5	0.333	0.148	0.34	0.125	0.63	9	31.1
	Ketorolac	0.407					1	0.228					1	44.0
Lipid regulators	Naproxen	5.077	8.251	2.363	0.206	23.21	7	0.934	0.873	0.452	0.017	2.62	13	81.6
	Clofibrac acid	0.215	0.251	0.12	0.026	0.5	3	0.131	0.136	0.12	0.012	0.36	5	39.1
	Fenofibrac acid	0.079					1	0.196	0.161	0.13	0.078	0.38	3	-148.1
	Bezafibrate	1.948	2.320	1.4205	0.05	4.9	4	0.763	0.963	0.13	0.035	2.2	5	60.8
	Gemfibrozil	1.562	1.704	0.71	0.453	3.525	3	0.757	1.068	0.323	0.0112	2.86	6	51.5
Betablockers	Acetubutol	0.335					1	0.140					1	58.2
	Atenolol	1.080	0.946	0.996	0.03	1.197	4	0.468	0.381	0.345	0.16	1.025	4	56.7
	Celiprolol	0.44					1	0.28					1	36.4
	Metoprolol	1.535	2.290	0.61	0.02	4.9	4	0.679	0.657	0.73	0.019	1.7	5	55.8
	Propranolol	0.198	0.269	0.005	0.036	0.51	3	0.102	0.0712	0.093	0.03	0.18	5	48.5
Diuretics	Sotalol	1.667					2	0.79					2	52.6
	Furosemide	0.413					1	0.166					1	59.8
	Hydrochlorothiazide	2.514					1	1.176					1	53.2
Contrast media	Amidotrizoic acid	2.5					1	2.494					1	0.2
	Diatrizoate	3.3					1	3.3					1	0.0
	Iotalamic acid	1.8					1	1.820					1	-1.1
	Iopromide	9.205					2	2.014	1.40	2.63	0.411	3	3	78.1
	Iomeprol	6.05					2	1.606					2	73.5
Cosmetics	Iohexol	6.7					2	2.706					2	59.6
	Iopamidol	2.3					1	1.9					1	17.4
	Galaxolide	4.281	5.01	2.031	0.79	10.022	3	1.019	0.243	1.08	0.751	1.225	3	76.2
	Tonalide	0.878					2	0.21					2	76.1

**Tabla 1.2.1. (Continuación)**

Pharmaceuticals compounds	Molecules	Influent						Effluent						Removal rate (%)
		Means	RSD	Median	Min	Max	n	Means	RSD	Median	Min	Max	n	
Psycho-stimulants	Caffeine	56.634	52.769	52.424	3.69	118	4	1.771	3.620	0.64	0.174	12	10	95.9
	Paraxanthin	26.722					1	0.836					1	95.9
	Triclosan	0.852	0.659	0.317	0.3	1.93	8	0.198	0.161	0.18	0.012	0.219	6	76.8
Antidepressants	Fluoxetin	5.85					1	0.112					2	98.1
Plasticizers	DEP	19.64	19.64	14.8	0.19	50.7	5	0.68	1.11	0.02	0.0002	2.58	5	95.5
	DBP	12.44	17.59	5.27	0.15	46.8	6	0.52	1.04	0.34	0.00054	2.38	5	95.8
	BBP	9.17	16.1	3	0.01	37.87	5	0.7	1.36	0.076	0.00036	3.13	5	92.4
	DEHP	39.68	44.81	23.6	0.13	122	7	3.87	4.91	2.75	0.0016	14.2	8	90.2
	DMP	1.51	1.39	1.24	0.26	3.32	4	0.038	0.066	0.00019	0.000062	0.115	3	97.5
	DIBP	5.98	9.75	1.7	0.04	20.48	4	5.24					2	12.4
	Bisphenol A	2.07	3.1	0.563	0.088	11.8	14	0.6	1.09	0.05	0.006	4.09	15	71.0

DEP= diethyl phthalate, DBP= dibutyl phthalate, BBP= benzyl butyl phthalate, DEHP= di-(2-ethylhexyl) phthalate, DMP= dimethyl phthalate, DIBP= diisobutyl phthalate.  
R: removal rate; n: number of concentrations recorded for influent or effluent.  
RSD: relative standard deviation.

De la Tabla 1.2.1., se puede remarcar que la cafeína es una de las moléculas más presente en los influentes (56,63 g/L), pero a su mismo tiempo, presenta uno de los rendimientos de eliminación más altos (aprox. 97%).

Por otra parte, el estudio indica que los analgésicos y los antiinflamatorios son los fármacos más resistentes al tratamiento, obteniendo unos rendimientos de entre el 30 y el 40%.

La mayoría de los trabajos de investigación han encontrado concentraciones relevantes de compuestos farmacéuticos en las aguas residuales. Dependiendo del volumen de aguas residuales que entran en la planta, las moléculas están más o menos diluidas y sus concentraciones pueden variar. También la variación en las concentraciones de fármacos puede venir dada por los cambios estacionales. Según estudios realizados, cambios en la temperatura, la tasa de precipitación y la radiación solar influyen en la cantidad de moléculas que se encuentran en las aguas residuales.

Las fases de biodegradación y sorción dependen de la temperatura. La fotodegradación es un proceso de eliminación que será menos eficaz durante el invierno, cuando la radiación solar es mínima. Para muchos compuestos, la sorción aumenta con las temperaturas decrecientes, mientras que la biodegradación es menos efectiva cuando la temperatura disminuye.

Bibliografía: [4]

### 1.3. LEGISLACIÓN

Para controlar que las aguas residuales tratadas en las estaciones depuradoras se viertan libres de estos contaminantes emergentes y con unas condiciones aptas para su uso, está actualmente vigente la [Directiva 2013/39/UE](#) del Parlamento Europeo y del Consejo de 12 de agosto de 2013; ley que regula las sustancias prioritarias en el ámbito de la política de aguas. Esta directiva, modifica las Directivas 2000/60/CE y 2008/15/CE.

Mediante esta ley, en la cual se establece una lista de 33 sustancias prioritarias que suponen un riesgo significativo para el medio acuático, se pretende conseguir un buen estado de las aguas superficiales a través de las normas de calidad ambiental para las sustancias prioritarias establecidas y otros 8 contaminantes también regulados ([Directiva 2008/105/CE](#)).

Fuente: BOE (Boletín Oficial del Estado)

## 1.4. REACTOR SBR

Un reactor biológico secuencial consiste en un tanque que funciona tanto como reactor biológico como clarificador.

Trabaja de forma secuencial y, por tanto, existe una fase de entrada-reacción y una fase de decantación-extracción. El volumen del líquido de mezcla varía en cada fase, resultando ser máximo durante la reacción. En la fase de decantación-extracción, la configuración es parecida a la de un decantador totalmente estático.

En el tratamiento de aguas residuales urbanas, se suelen usar de 2 a 6 ciclos diarios.

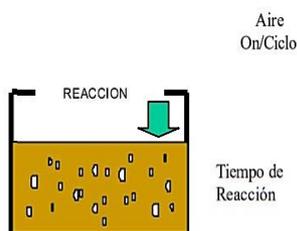
Este tipo de reactores presenta una serie de ventajas frente a los sistemas convencionales de tratamiento biológico, ya que, al ser más simple, requiere de poco espacio y, en consecuencia, su coste es menor. Por otra parte, también permite la eliminación de nutrientes y presenta una alta capacidad para adaptación de microorganismos.

Su principal inconveniente es que para su correcto funcionamiento requiere de una alta automatización.

Bibliografía: [5]

El ciclo de funcionamiento del SBR es el siguiente:

**Fase de llenado:** El influente se añade a la biomasa que ya hay en el reactor, hasta que llega al volumen máximo del licor de mezcla.

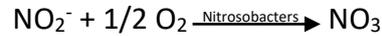
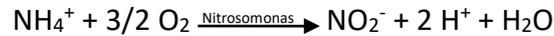


**Fase de reacción:** Se completan los procesos bioquímicos iniciados en la primera fase, como el consumo del sustrato por parte de la biomasa durante la fase aerobia, y la eliminación del nitrógeno en la fase anóxica.

El licor mezcla está aireado solamente en la fase aerobia, pero siempre se mantiene en agitación.

En la fase aerobia, se produce la nitrificación, donde las bacterias aerobias autótrofas oxidan en una primera etapa el amoníaco ( $\text{NH}_4^+$ ) a nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) y en una segunda etapa éste es oxidado a nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ). Esta reacción requiere condiciones altas de oxígeno disuelto ( $>1,0 \text{ mg/L}$ ) tanto para la oxidación del amoníaco como para el crecimiento de las bacterias nitrificantes.

## NITRIFICACIÓN

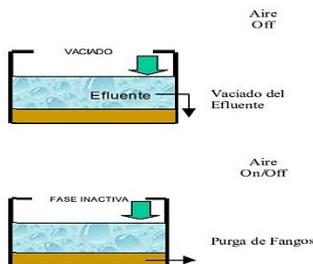
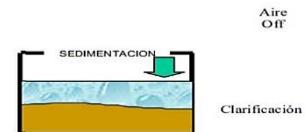


En la fase anóxica (Oxígeno disuelto < 0,1 mg/L), las bacterias desnitrificantes heterótrofas, que poseen la materia orgánica como fuente de carbono, usan como aceptor de electrones al nitrato, utilizando el oxígeno que hay en éste para obtener nitrógeno molecular (N<sub>2</sub>); gas que se escapa a la atmósfera. [7]

## DESNITRIFICACIÓN



**Fase de decantación:** Sin aireación, ni agitación, los lodos decantan al fondo del SBR mediante acción de la gravedad, quedando en la parte superior el agua clarificada.



**Fase de extracción:** Esta agua clarificada es vaciada del reactor mediante un mecanismo extractor que sigue la línea de agua. Al final de esta fase, se purgan los fangos en exceso durante una fase inactiva, para mantener la concentración de sólidos constante en el reactor, manteniendo así una edad de fango adecuada.

Bibliografía: [6]

## 2. OBJETIVOS

Los principales objetivos que se pretenden alcanzar mediante la realización de este Trabajo Final de Grado son los siguientes:

- Estudio de la variación del rendimiento del reactor en cuanto a la eliminación de la materia orgánica, antes y después de la adición de fármacos.
- Seguimiento del crecimiento de los microorganismos presentes en los lodos activos, obteniendo conclusiones sobre el efecto que producen los fármacos en ellos.
- Diseño del reactor a escala industrial a partir de los parámetros obtenidos experimentalmente a escala de laboratorio, para el tratamiento de 5.000 m<sup>3</sup>/día.
- Obtener el coste en € por m<sup>3</sup> de agua tratado en el reactor diseñado.

### 3. METODOLOGIA

#### 3.1. PARTE EXPERIMENTAL

El montaje experimental se representa en la figura 3.1.1 y está formado por:

1. **Tanque** con capacidad de 24 L, dónde introduciremos el agua sintética, y otro con la misma capacidad para el agua clarificada.
2. **Tanque** con capacidad de 3 L, donde se depositarán los fangos en exceso extraídos.
3. **Reactor SBR** (reactor biológico secuencial) que está programado para hacer 3 ciclos diarios. En éste se introducirán los fangos, que han sido obtenidos de la recirculación del reactor de la EDAR de Alcoy, explotada actualmente por la empresa FACSA, con una concentración de 4.000 mg/L. El volumen ocupado por éstos fue aproximadamente de 1 L, y se llenó con agua hasta un volumen de 4 L.
4. **Agitador** para homogenizar el licor mezcla durante las fases aerobia y anóxica.
5. **Bombas centrífugas** usadas para impulsar el agua de entrada y de salida. El modelo de bomba para el influente es Magnetically Coupled Pump 266-979, y la del efluente Magnetically Coupled Pump 667-9071 bombeando un caudal de 500 mL/min y 500 mL/min respectivamente.

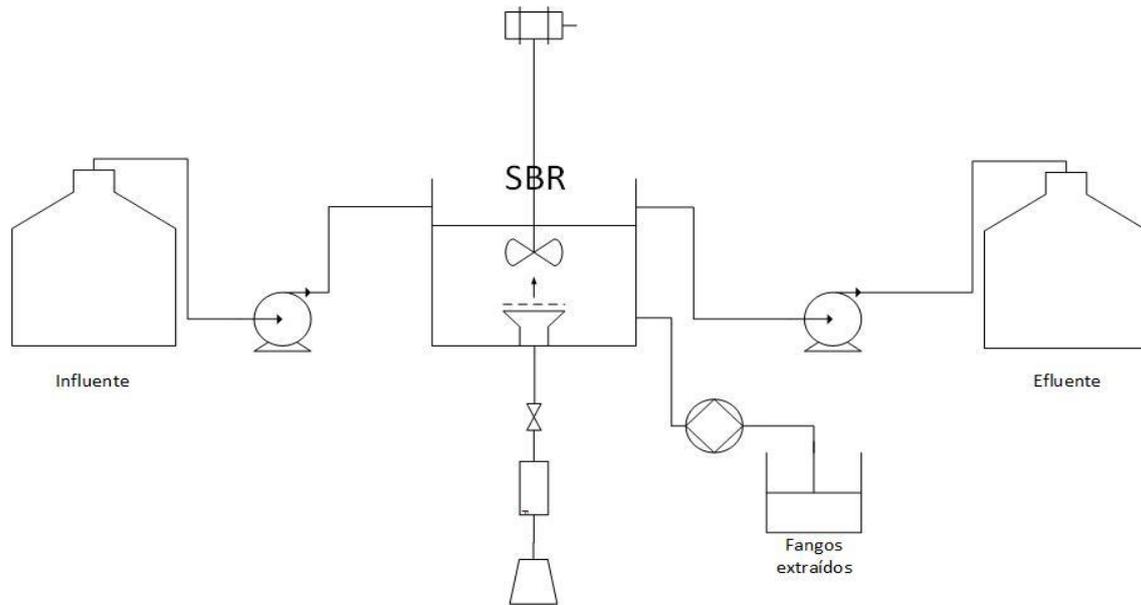


Magnetically Coupled Pump 266-979.

Magnetically Coupled Pump 667-9071.

6. **Bomba peristáltica** utilizada en la extracción de fangos, con caudales de 100 mL/min.

Cada ciclo que realiza el reactor está automatizado, y se opera mediante un sistema de temporizadores y autómatas que permiten su repetición.



SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN	UNIDADES
	Bomba centrífuga	2
	Bomba peristáltica	1
	Difusores	1
	Agitador	1
	Motor eléctrico	1
	Compresor de aire	1
	Caudalímetro	1
	Válvula	1

**Figura 3.1.1 Esquema del montaje experimental en el laboratorio.**



**Figura 3.1.2. Fotografía de la planta SBR de laboratorio.**

### 3.2. FUNCIONAMIENTO DEL REACTOR SBR

Durante un día, el reactor realiza 3 ciclos de 8 horas de duración.

Los tiempos de un ciclo se distribuyen según la siguiente tabla:

**Tabla 3.2.1. Distribución de los tiempos de un ciclo del reactor.**

	Parado (min)	En marcha (min)	Parado (min)	Total (min)
<b>Agitación</b>	5	375	100	480
<b>Alimentación</b>	10	4	466	480
<b>Clarificación</b>	465	4	11	480
<b>Aireación</b>	5	247	228	480
<b>Bomba de extracción de fangos</b>	370	2	108	480

De tal forma que lo que ocurre en cada fase es:

**Agitación:** En esta parte, se mantiene el reactor en agitación.

**Alimentación:** Cada ciclo, alimenta 2 L durante 4 minutos.

**Clarificación:** Casi al final de cada ciclo el reactor saca agua clarificada durante 4 minutos.

**Aireación:** Suministro de O<sub>2</sub> al reactor durante la fase aeróbica, haciendo que los microorganismos heterótrofos puedan ejercer su función de degradar la materia orgánica y los autótrofos desarrollen la reacción de nitrificación.

**Bomba de extracción de fangos:** Cuando los fangos han decantado, hay 2 minutos en los que se están extrayendo parte de éstos.

### 3.3. ALIMENTO: PREPARACIÓN

El alimento que se ha preparado para permitir el crecimiento de los microorganismos ha consistido en la preparación de una disolución que consta de:

**Tabla 3.3.1. Composición del agua sintética.**

Compuesto	Etanol	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	Éter dimetílico (DME)	Peptona	NH <sub>4</sub> Cl	H <sub>2</sub> O
Cantidad	20 mL	10 g	40 g	10 g	13 g	Enrase hasta 1 L

Para tener una cantidad de materia orgánica en el tanque de agua sintética de alrededor de 500 mg/L (carga habitual en aguas residuales urbanas), se ha establecido una proporción entre la cantidad de agua de red y de la disolución del alimento de 400:3, respectivamente.

### 3.4. DISOLUCIÓN DE LOS MEDICAMENTOS

Las aguas residuales que vamos a tratar contienen 8 medicamentos:

**Tabla 3.4.1. Fármacos introducidos en el afluente.**

	Nº CAS	Marca comercial	Peso molecular (g/mol)
<b>Amoxicilina</b>	26787-78-0	Sigma Aldrich	365,40
<b>Diclofenaco sódico</b>	15307-79-6	Sigma Aldrich	318,13
<b>Naproxeno</b>	22204-53-1	Sigma Aldrich	230,26
<b>Carbamazepina</b>	298-46-4	Sigma Aldrich	236,27
<b>Trimetoprima</b>	738-70-5	Sigma Aldrich	290,32
<b>Cafeína</b>	58-08-2	Sigma Aldrich	194,19
<b>Eritromicina</b>	114-07-8	Sigma Aldrich	733,93
<b>Sulfametoxazol</b>	723-46-6	Sigma Aldrich	253,28

Se prepara una disolución con agua destilada, con una concentración de cada uno de los medicamentos de 0,05 g/L. Posteriormente, se mezclan todos en una disolución global con una concentración final de 0,05 g/L.

La concentración deseada dentro del reactor es de 20.000 ng/L (como el reactor tiene un volumen de 4 litros, tendrán que haber 80.000 ng de fármacos).

$$80.000 \frac{ng}{ciclo} \cdot 3 \frac{ciclos}{día} = 240.000 \frac{ng}{día}$$

Se llena el depósito de 24 L (para un funcionamiento autónomo de 4 días):

$$240.000 \frac{ng}{día} \cdot 4 días = 960.000 ng.$$

Con este valor y con la concentración de la disolución, sabemos qué cantidad de ésta será la necesaria para cumplir que en el reactor haya 20.000 ng/L:

$$960.000 ng \cdot \frac{1 g}{10^9 ng} \cdot \frac{1 L}{0,05 g} = 0,0192 L \rightarrow \mathbf{19,2 mL}$$

## 4. ANÁLISIS

Para estudiar el comportamiento del reactor antes y después de verter los fármacos en el alimento, se han realizado mediciones de los parámetros de operación más importantes.

### 4.1. PARÁMETROS CUANTITATIVOS

#### 4.1.1. Demanda química de oxígeno

La DQO nos indica qué cantidad de materia orgánica hay presente en el agua. Se ha medido por método fotométrico, tanto en el influente como en el efluente, realizando tests en cubetas. Estos kits son de la marca alemana Merck KGaA, y se han usado del rango de 25-1500 mg/L.

El termoreactor, dónde se produce la digestión durante 2 horas a 148°C, es el modelo Thermoreaktor TR300 (Merck). El fotómetro, también del fabricante Merck, es el modelo Spectroquant NOVA 60.



**Figura 4.1.1.1. Termoreactor y fotómetro para la medición de DQO.**

#### 4.1.2. pH y conductividad

Se ha tomado datos de pH y conductividad tanto del influente como del efluente. El pH metro y conductímetro usados son los modelos GLP 22 CRISON y GLP 31 CRISON, respectivamente.



**Figura 4.1.2.1. Conductímetro y pH metro CRISON.**

#### 4.1.3. Turbidez

Para medir la turbidez del agua, se ha usado el turbidímetro de la marca comercial DINKO Mod D-112.



**Figura 4.1.3.1. Turbidímetro DINKO.**

#### 4.1.4. Sólidos en suspensión

Para medir los sólidos en suspensión, se ha tomado un volumen de 50 mL del licor de mezcla que hay dentro del reactor, y mediante un sistema de vacío, se filtran con filtros de fibra de vidrio de 90 mm de diámetro y un tamaño de poro nominal de 1,2 µm, de la marca FISENETTE. Una vez filtrado, se introduce la muestra en la estufa durante una hora a 120°C, y una vez seca, se deja enfriar en el desecador.

Para el cálculo de los sólidos, se debe pesar el filtro antes de filtrar y después del desecador, en una balanza analítica con una precisión de 4 decimales. De esta forma tendremos que:

$$\text{Sólidos en suspensión} = \frac{(\text{Peso filtro+sólidos secos})-\text{Peso filtro}}{\text{Volumen muestra}} \left(\frac{g}{mL}\right)$$



**Figura 4.1.4.1. Balanza analítica, estufa y desecador para el control de los sólidos en suspensión.**

## 4.2. PARÁMETROS CUALITATIVOS

### 4.2.1. V-30

La V-30 es una técnica que indica cómo se comporta el fango biológico. Mediante ella, tenemos una idea de la facilidad que tienen los flóculos para decantar y compactarse. Consiste en llenar hasta 1 L de licor de mezcla un cono Imhoff, y dejar sedimentar éste durante 30 minutos. Una vez pasado este tiempo se mide el volumen que ocupa el sedimento en el cono de 1 L, y se obtiene la velocidad de sedimentación.

El cono usado es de la marca SAN-VITLAB, modelo DIN 12672.



**Figura 4.2.1.1. Cono Imhoff para la realización de la V-30.**

### 4.2.2. Microscopía

Mediante el microscopio VisiCam 13, se hace un seguimiento de los microorganismos presentes en el licor de mezcla. Se estudia su evolución en cuanto a cantidad y tipos. Se ha realizado el estudio tanto antes del tratamiento con fármacos, como después. La presencia o no de según que microorganismos, nos estará indicando si el fango está en las condiciones adecuadas o no.



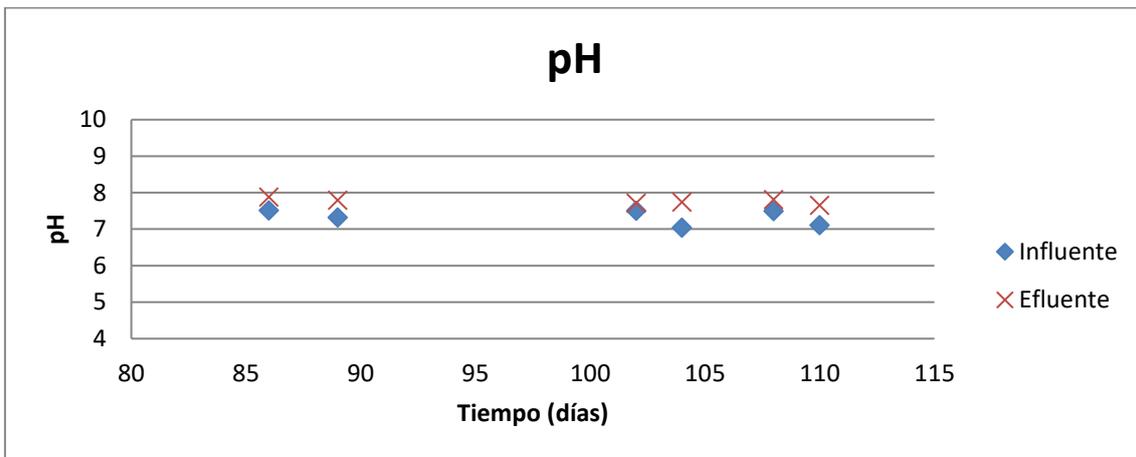
**Figura 4.2.2.1. Microscopio VisiCam para el seguimiento del fango biológico.**

## 5. RESULTADOS

\*Los tres primeros parámetros, se midieron a partir de la adición de fármacos, puesto que al observar alteraciones en la DQO y en los sólidos en suspensión, podrían ayudar a entender mejor el comportamiento del reactor cuando el agua de entrada contenía medicamentos (a partir de los 86 días).

### 5.1. pH

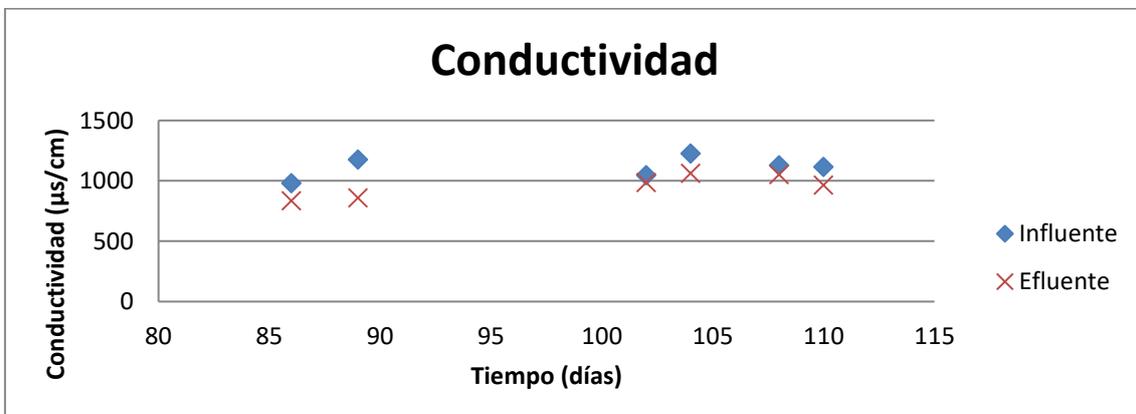
A partir de la figura 5.1.1., podemos comprobar que los valores de pH se mantienen prácticamente constantes, oscilando tanto en el influente como en el efluente entre 7 y 8.



#### 5.1.1. Evolución del pH del influente y el efluente con medicamentos.

### 5.2. Conductividad

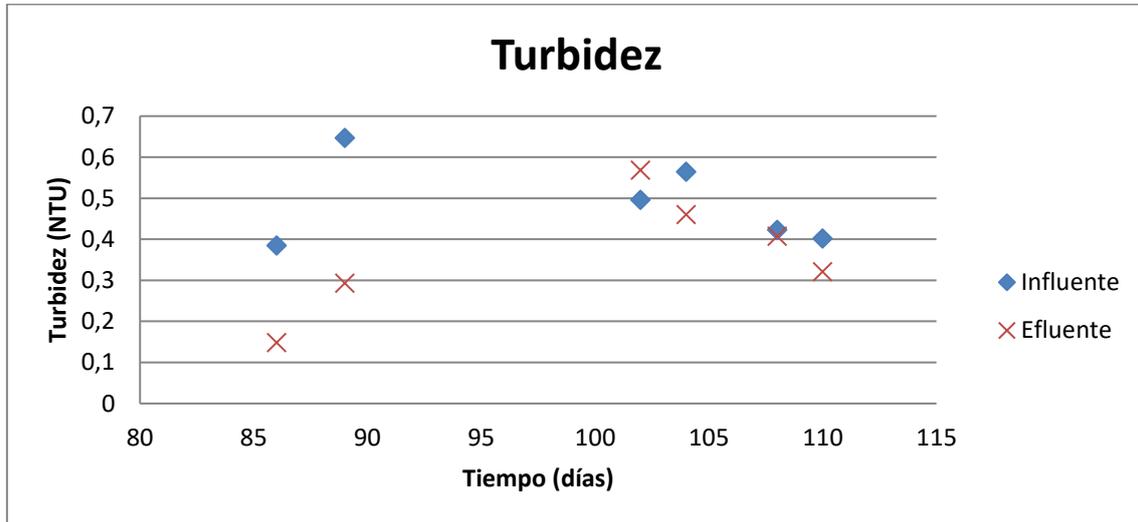
En la figura 5.2.1., se observa cómo la conductividad, al igual que el pH, también está alrededor de un mismo valor tanto en el influente como en el efluente. Es ligeramente más alta en el influente que en el efluente, por tanto, se puede asumir que la concentración de sales disueltas en el agua no se ve prácticamente afectada por la adición de medicamentos.



**Figura 5.2.1. Evolución de la conductividad del influente y el efluente con medicamentos.**

### 5.3. Turbidez

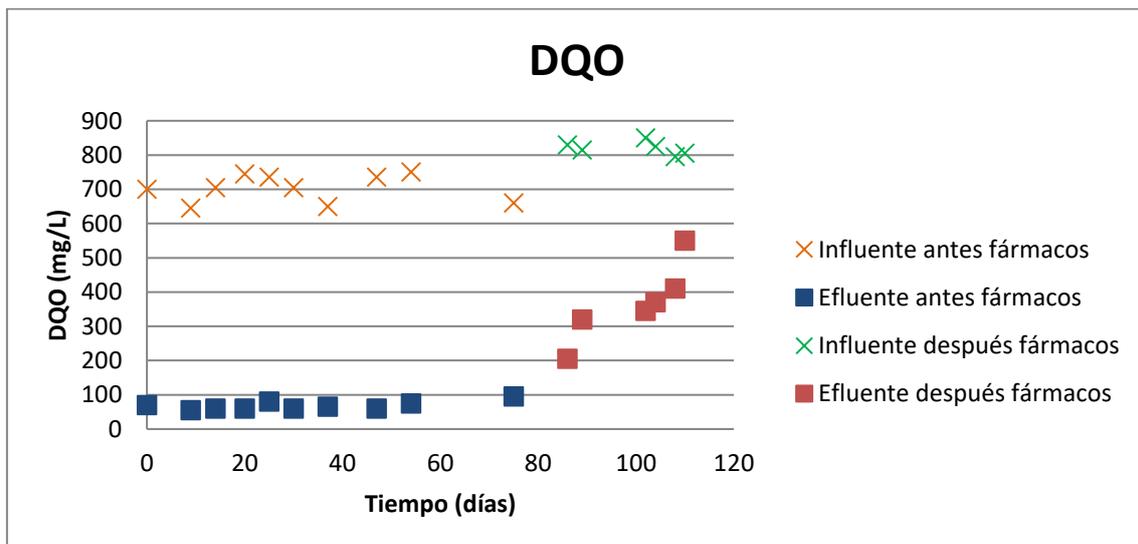
En cuanto a la turbidez, la figura 5.3.1. nos muestra como a medida que van pasando los días, el agua de salida sale cada vez más turbia. Esto es debido a que los medicamentos están afectando a los microorganismos (el efluente tiene cada vez más carga orgánica), los flóculos se van disgregando y cada vez hay más bacterias libres en suspensión.



**Figura 5.3.1. Evolución de la turbidez del influente y el efluente con medicamentos.**

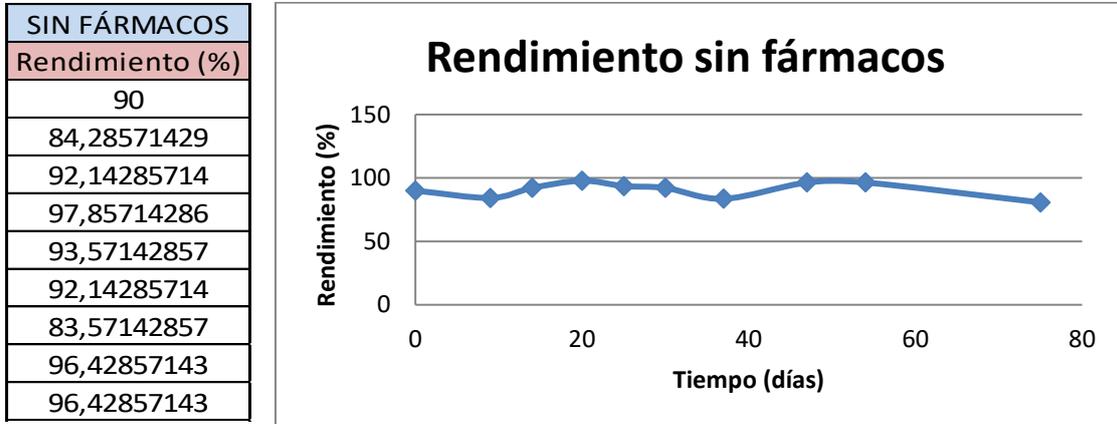
### 5.4. Demanda química de oxígeno

En la Figura 5.4.1., podemos ver como la DQO tanto de entrada como la de salida, antes de añadir los medicamentos al agua residual, se mantiene bastante estable, y nos da unos rendimientos relativamente altos que oscilan entre el 80 y el 98 %.



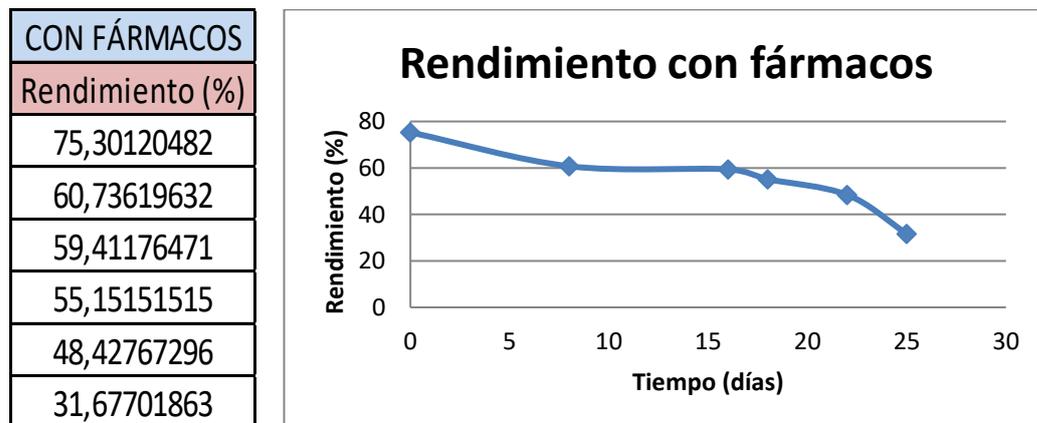
**Figura 5.4.1. Evolución del contenido en materia orgánica presente en el agua sin fármacos y con fármacos.**

Esto nos indica un correcto funcionamiento del reactor, y que los microorganismos que hay en éste, están consumiendo gran parte de la materia orgánica que entra en el influente.



**Figura 5.4.2. Rendimiento del reactor sin presencia de fármacos.**

Sin embargo, en el momento en que se añaden los medicamentos, observamos como el rendimiento va disminuyendo. Éste, se ve afectado paulatinamente, la cual cosa puede indicar que los medicamentos están provocando inhibición en las bacterias, impidiendo su proliferación y crecimiento. Por tanto, cada vez podrán consumir menor cantidad de materia orgánica y por ello el agua del efluente saldrá más cargada orgánicamente. Este rendimiento disminuye desde el 80% hasta el 30% en 25 días, tal y como puede verse en la Figura 5.4.3.

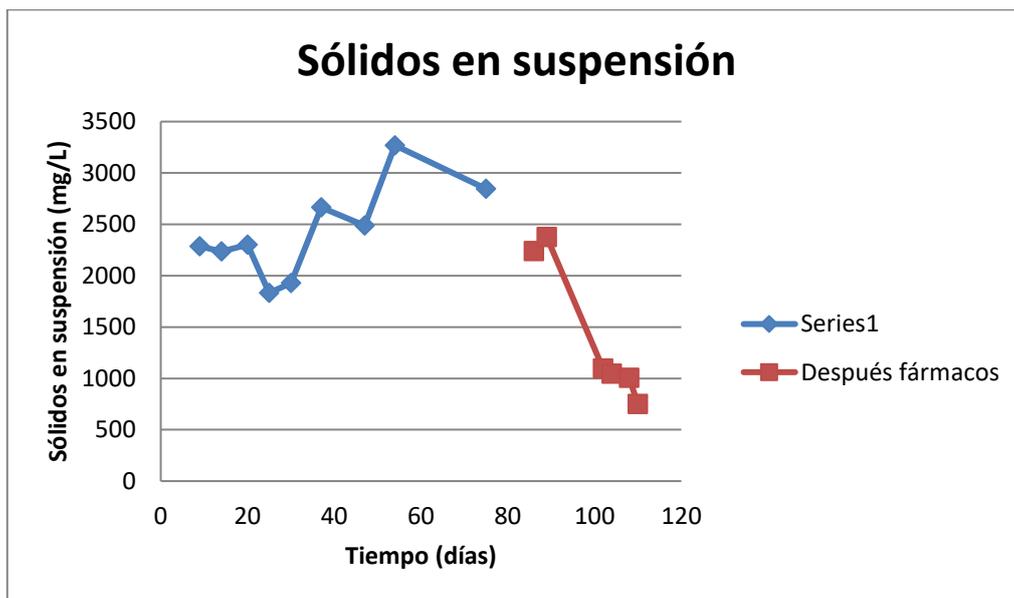


**Figura 5.4.3. Rendimiento del reactor con presencia de fármacos.**

## 5.5. Sólidos en suspensión

La Figura 5.5.1., define el comportamiento del reactor con respecto a los sólidos en suspensión. Se puede ver como antes de añadir los respectivos fármacos, se mantienen en valores medios de 2.500 mg/L. La disminución de los sólidos en suspensión en los primeros ciclos es debido a que los fangos todavía no se han aclimatado y se produce una disgregación de los flóculos. Las purgas en el periodo anterior al tratamiento con fármacos, se corrigieron en algunas ocasiones con el volumen de fangos extraídos.

Cuando se añaden los medicamentos, se observa una tendencia descendente, en la que cada vez hay menos sólidos en suspensión. Esto sucede porque los microorganismos, que ya están adaptados al agua con el alimento, sufren la modificación que se le hace a ésta al añadir los fármacos. Justo en ese momento, están más inhibidos y se desarrollan en menor proporción, provocando así esta disminución de sólidos. En esta ocasión, para ver la evolución, se mantuvo el volumen de fangos extraídos constante en un volumen de 200 mL al día.



**Figura 5.5.1. Evolución de los sólidos en suspensión del influente y el efluente con medicamentos.**

## 5.6. V-30



*Figura 5.6.1. V-30 sin presencia de fármacos.*

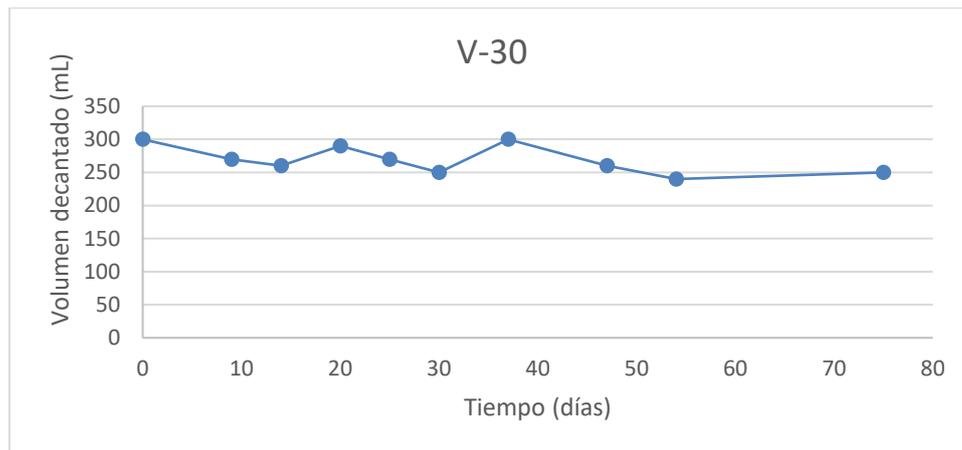


*Figura 5.6.2. V-30 con presencia de fármacos.*

En las figuras 5.6.1. y 5.6.2. se observan los resultados de realizar la V-30 al licor de mezcla antes de añadir los fármacos al influente y una vez ya añadidos.

En la Figura 5.6.1., vemos como se produce una correcta decantación del fango, mientras que en la Figura 5.6.2., podemos observar que pasados 30 minutos, los flóculos no decantan, sino que se quedan flotando en el interior de todo el cono.

En la Figura 5.6.1, se observa un volumen de fangos decantado de 50 mL respecto a una probeta llena con 200 mL de licor de mezcla. La técnica de la V-30 se realizaba en un cono Imhoff con capacidad de 1 L, y en la figura 5.6.3. se representa cuáles fueron los resultados de los volúmenes sedimentados antes de añadir los fármacos, resultando una media de 270 mL.



**Figura 5.6.3. Volúmenes decantados en un cono Imhoff sin presencia de fármacos.**

Al igual que en la DQO y en los sólidos en suspensión, se observa mediante la V-30 como se ve afectado el funcionamiento del SBR debido a la presencia de fármacos en el influente, puesto que a partir de ese momento los fangos no sedimentaban.

## 5.7. Microscopía

Para poder tener un seguimiento del estado del fango durante todo el proyecto, se estudia microscópicamente una muestra de éste, dos veces por semana. De esta forma, tendremos un índice que nos señalará la efectividad de la depuración. [8]

### **1: Amebas testáceas (Figura 5.7.1. y 5.7.2).**

Las amebas testáceas son microorganismos que pertenecen al grupo de protistas de los rizópodos. Tienen una forma corporal redondeada, sus movimientos locomotores son a través de pseudópodos y son omnívoras. Son indicadores de buen rendimiento de depuración. Si están presentes en gran cantidad, indican que la edad de fango es alta, que hay poca carga orgánica y que las condiciones de nitrificación y la oxigenación son buenas.

### **2: Peritricos (Figura 5.7.3., 5.7.4. y 5.7.5.).**

Estas bacterias, pertenecen al grupo de los protistas de los ciliados. Se caracterizan por ser sésiles, es decir, viven fijadas al flóculo u a otro microorganismo y por tanto no tienen movimientos locomotores.

En nuestro fango se han observado, dos tipos diferentes de peritricos. La Figura 5.7.3. y la Figura 5.7.4., se trata del organismo *Carchesium polypinum*. Es un organismo colonial con pedúnculo ramificado y zooides con forma acampanada que se alimenta de bacterias libres. Los parámetros

bioindicadores asociados son que el licor de mezcla es de muy buena calidad y que la oxigenación es buena.

La Figura 5.7.5., se trata de una *Vorticella*. Este organismo tiene forma de campana invertida con pedúnculo fino anclado al sustrato. Al igual que el *Carchesium polypinum*, tienen ausencia de movimientos locomotores y se alimentan de bacterias libres. Por lo contrario, su presencia indica sobrecargas orgánicas, bajos valores de oxígeno disuelto en el reactor, y en consecuencia efluentes de baja calidad.

### **3: Espirotricos (Figura 5.7.6.).**

Este tipo de protistas también son ciliados. Se caracterizan principalmente por ser reptantes. El tipo de espirotrico observado con el microscopio ha sido la *Aspidisca cicada*. Este microorganismo reptaba sobre el flóculo y nada rotativamente en el licor mezcla. En general, es característico de fangos bien estabilizados.

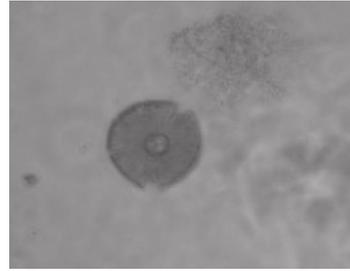
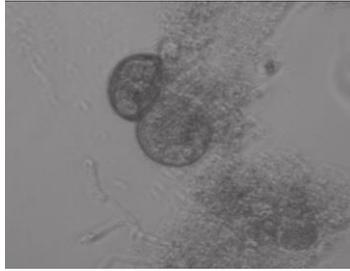
### **4: Rotíferos (Figura 5.7.7., 5.7.8. y 5.7.9.).**

Los microorganismos que se observan en estas imágenes pertenecen a un tipo de metazoos conocidos como rotíferos. Dentro de este grupo, encontramos distintos organismos en función de su forma corporal y sus movimientos locomotores.

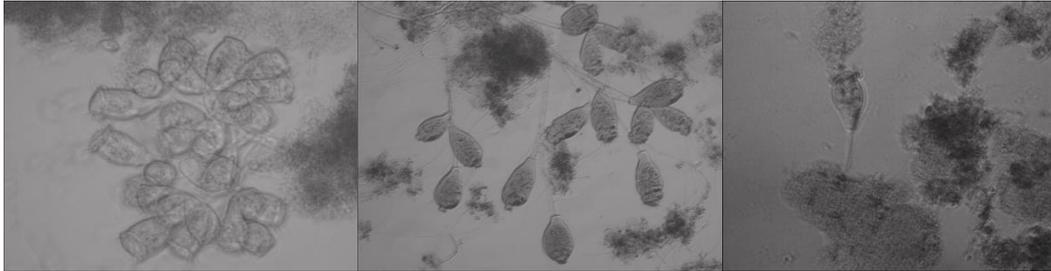
Entre los que se han visto en nuestro fango están la *Rotaria sp*, la *Philodina sp*, y la *Cephalodella sp*. Aunque difieran en forma, y en que los movimientos sean por contracción o por plegamiento, la presencia de estos tres rotíferos, indica biológicamente, altos tiempos de retención celular y que el agua tratada es de buena calidad.

Cada uno de estos grupos tiene una función distinta en el lodo, y su presencia o no, y la proporción en la que se encuentren, reflejan como son las condiciones fisicoquímicas del reactor.

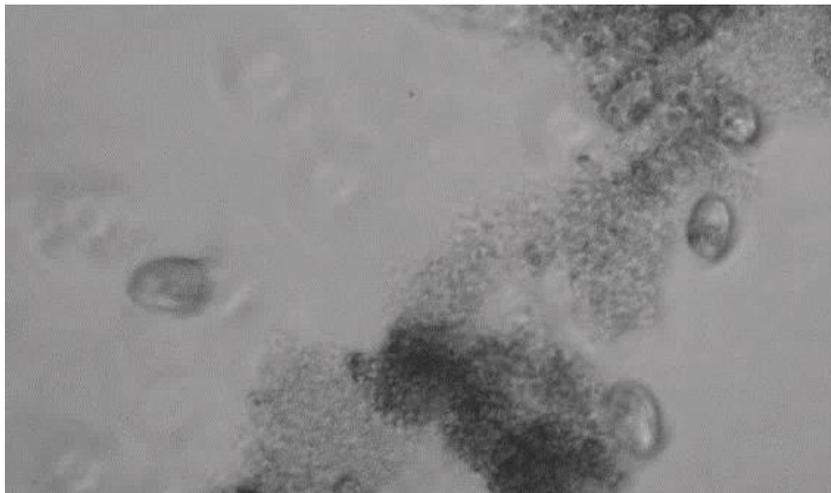
En las siguientes imágenes se puede observar cuáles han sido los microorganismos más habituales en nuestro fango activado:



**Figura 5.7.1. Amebas testáceas** **Figura 5.7.2. Amebas testáceas**



**Figura 5.7.3. Carchesium polypinum** **Figura 5.7.4. Carchesium polypinum** **Figura 5.7.5. Vorticella**



**Figura 5.7.6. Aspidisca cicada**



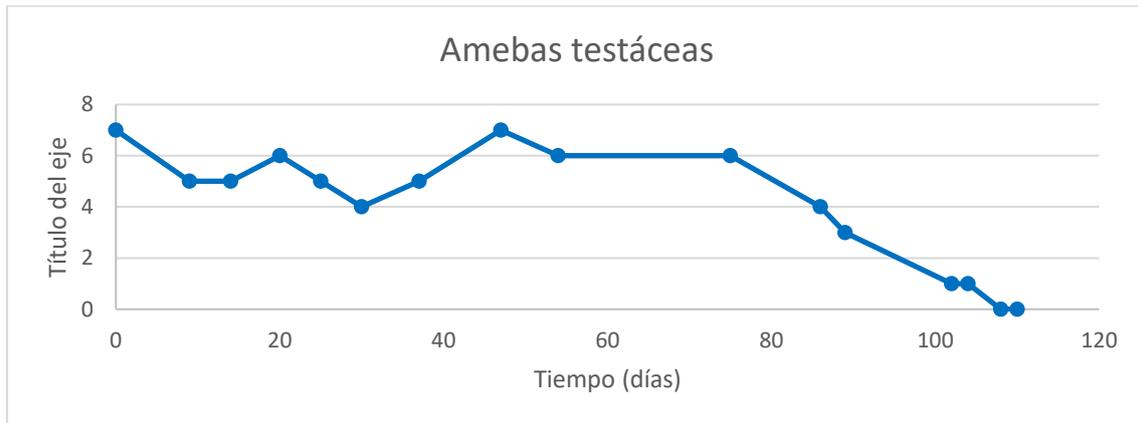
**Figura 5.7.7. Rotíferos**

**Figura 5.7.8. Rotíferos**

**Figura 5.7.9. Rotíferos**

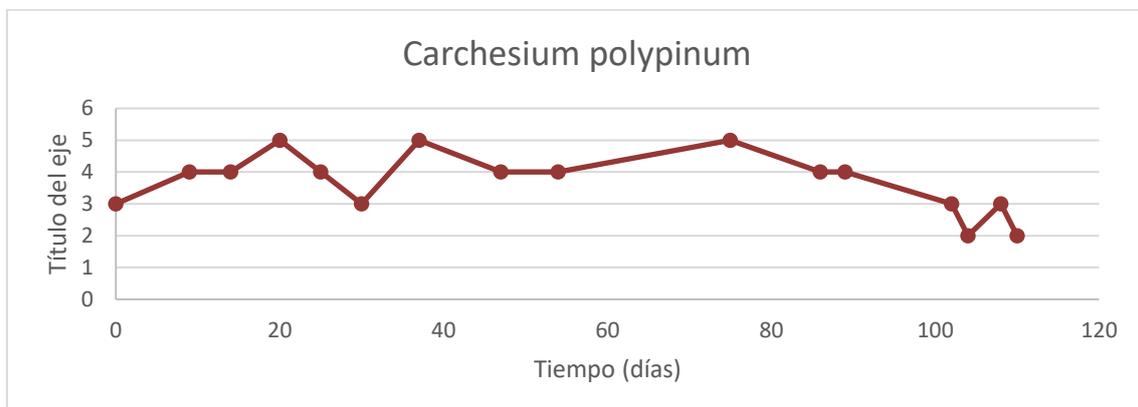
Se hizo un recuento de éstos cada día que se analizaba en el microscopio una muestra del licor mezcla. Gráficamente se puede ver cuál fue la evolución.

Las amebas testáceas fueron en declive, por tanto, las condiciones para la nitrificación eran cada vez menos favorables. Esto es consecuencia de la desaparición de las bacterias autótrofas nitrificantes, que, en la fase aerobia, usan el oxígeno y la materia inorgánica para oxidar el amonio a nitrito (nitrosomonas), y el nitrito a nitrato (nitrobacters). La desaparición de éstas se debe a la inhibición de los medicamentos presentes, que afectan a su metabolismo e interrumpen su crecimiento.



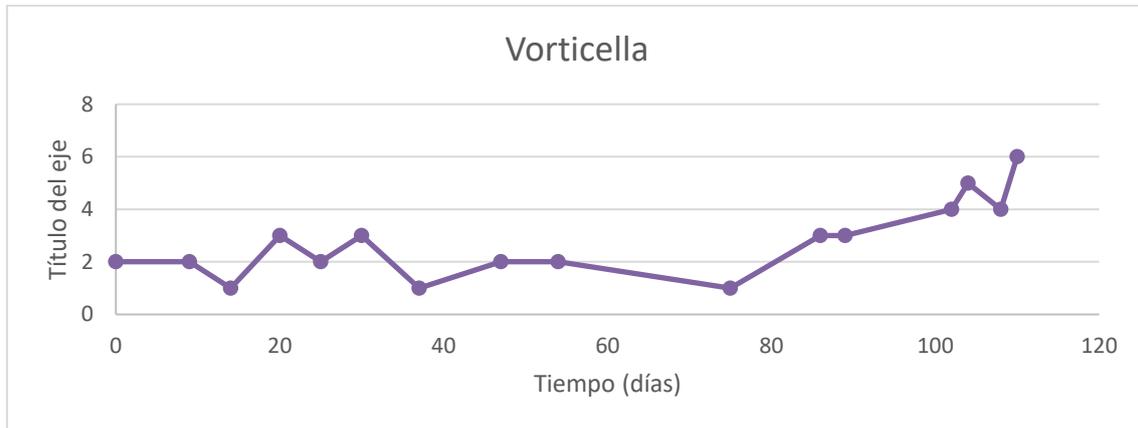
**Figura 5.7.10. Evolución de las amebas testáceas en el fango biológico.**

En el caso del ciliado *Carchesium polypinum*, se puede apreciar como a partir del día 86 (primer día con presencia de medicamentos), se observa en menor proporción esta especie. Esta disminución, se puede deber a que el licor mezcla se ve afectado por la alteración que se produce en el influente, y a una pérdida de calidad de la oxigenación, ya que los medicamentos pueden modificar la transferencia de oxígeno, y disminuir la cantidad disuelta de éste.



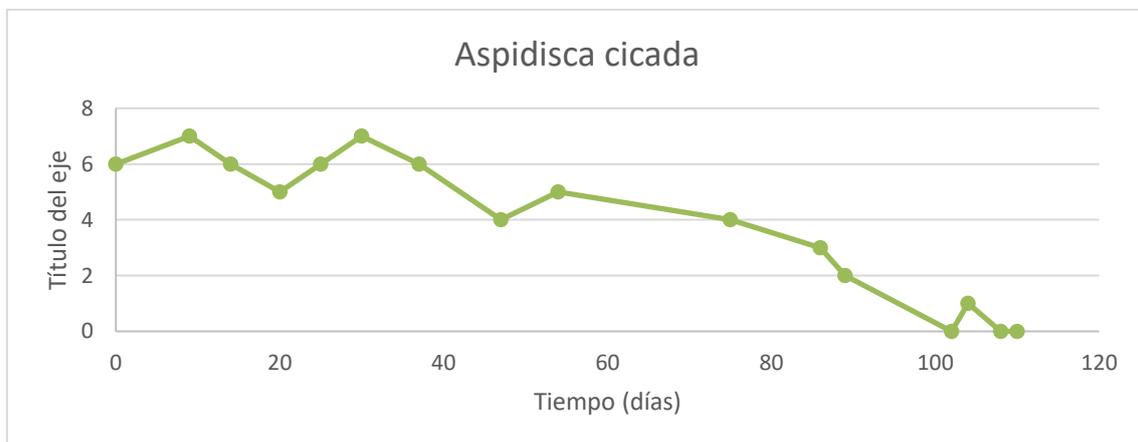
**Figura 5.7.11. Evolución del microorganismo *Carchesium polypinum* en el fango biológico.**

A diferencia de los demás microorganismos, la presencia de la *Vorticella*, se vio mucho más marcada al final del experimento. Se puede afirmar, por tanto, que la adición de fármacos al agua de entrada ha favorecido su proliferación. Esta especie, es propensa a desarrollarse en condiciones pobres de oxigenación y de altas cargas orgánicas; como se da en nuestro caso cuando hay presencia de medicamentos en el licor mezcla.



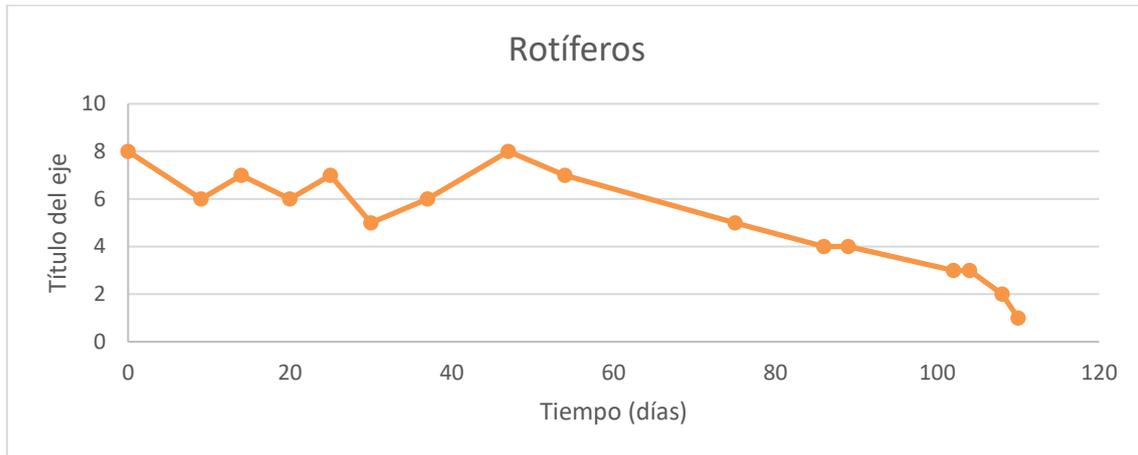
**Figura 5.7.12. Evolución de la Vorticella en el fango biológico.**

La *aspidisca cicada* también se ve afectada por la inhibición de los medicamentos, y por ello se observa un decaimiento en los últimos días del experimento.



**Figura 5.7.13. Evolución de la Aspidisca cicada en el fango biológico.**

El *rotífero* es la especie que más se ha observado durante todo el estudio, y por tanto una de las más dominantes. Aun así, también empezó a verse reducida con la existencia de medicamentos en el reactor. Éstos, impedían su crecimiento y cada vez se podían alimentar menos de materia orgánica en descomposición.



**Gráfica 5.7.5. Evolución de los rotíferos en el fango biológico.**

### **5.8. Índice de fangos**

Para conocer cuál es el estado de los flóculos, según cómo ha sido su comportamiento a lo largo de todo el experimento, se describe un índice de fangos en la Tabla 5.8.7., en el cuál se han estudiado los parámetros más importantes. Éstos se diferencian en macroscópicos y microscópicos. Las características macroscópicas se observan a simple vista, mientras que las microscópicas se aprecian mediante microscopio y en vivo (sin realizar tinciones).

Sumando las puntuaciones de todas las características, obtendremos un valor de índice de fango que nos señalará cuál es su calidad.

**Tabla 5.8.1. Cálculo del valor del índice de fangos**

<b>CARACTERÍSTICAS MACROSCOÓPICAS</b>		
<b>Turbidez</b>	Alta	0
	Media	4,5
	Baja	9
<b>Flóculos en suspensión</b>	Alta	0
	Media	4,5
	Baja	9
<b>Sedimentabilidad</b>	Alta	9
	Media	4,5
	Baja	0
<b>Olor</b>	Correcto	3
	Incorrecto	0
<b>CARACTERÍSTICAS MICROSCÓPICAS</b>		
<b>Forma</b>	Regular	4
	Irregular	0
<b>Tamaño</b>	Grande	4
	Medio	7
	Pequeño	0
<b>Estructura</b>	Compacta	18
	Media	9
	Abierta	0
<b>Textura</b>	Fuerte	4
	Débil	0
<b>Cobertura</b>	<10%	0
	10-50%	7
	>50%	3,5
<b>Filamentos en flóculos</b>	>20	0
	5-20	7
	<5	14
<b>Filamentos en disolución</b>	Alta	0
	Baja	3
<b>Diversidad de protozoos</b>	>7 especies	13
	4-7 especies	7
	<4 especies	0
<b>ÍNDICE DE FANGO</b>		<b>53</b>

**Tabla 5.8.2. Calidad del fango según el valor de índice de fangos.**

<b>ÍNDICE DE FANGOS</b>	
0-20	Pésimo
20-40	Malo
40-60	Regular
60-80	Bueno
80-100	Óptimo

Según este criterio de índice de fangos [9], la calidad de nuestro fango estaría en un estado regular.

Como ya se ha mencionado anteriormente, el fango se ve afectado por la inhibición que están produciendo los fármacos en los microorganismos.

## 6. DISEÑO DEL SBR

Una vez se ha realizado toda la parte experimental del proyecto a escala de laboratorio, con los datos que hemos obtenido en ella, se procede a realizar el diseño de un reactor que posea las características más adecuadas para su correcto funcionamiento.

### 6.1. COMPARACIÓN DE LOS GRÁFICOS OBTENIDOS EN MATLAB

Para diseñar el reactor, se ha usado el programa MATLAB R2017a.

A partir del modelo matemático ASM1 que contiene las constantes, las ecuaciones cinéticas características y las condiciones iniciales para el arranque de programa, todas ellas referenciadas en la bibliografía [10] y adjuntadas en anexos, se ha obtenido el tiempo que tiene que durar la fase aerobia y la anóxica.

Dicho modelo, simula como va a ser la degradación de la materia orgánica, la nitrificación y la desnitrificación en una EDAR. Los procesos que describe el ASM1 se clasifican en procesos de crecimiento y decadencia de microorganismos y biomasa, procesos de hidrólisis, y procesos de amonificación de nitrógeno orgánico soluble.

Para poder comparar el efecto de los medicamentos en el SBR, se han diseñado dos modelos en Matlab R2017a. Un primer modelo en el que simplemente hay agua cargada orgánicamente, y un segundo modelo en el que además se tiene en cuenta la inhibición producida por los fármacos.

En este segundo modelo, las ecuaciones se ven modificadas por la ecuación de Monod, que afectan a la velocidad de crecimiento de las bacterias:

$$v = \frac{v_{I,max}[S]}{K_s + S}$$
$$* v_{I,max} = \frac{v_{max}}{1 + \frac{[I]}{K_i}}$$

$v_{max}$ : velocidad máxima de crecimiento (g/L·h)

I: Concentración del inhibidor (g/L)

$K_i$ : Constante de inhibición(g/L)

$K_s$ : Constante de Monod (g/L)

S: Sustrato rápidamente biodegradable (g/L)

El valor de la constante de inhibición (KI) ha sido tomado de bibliografía. Para conocer el valor adecuado, se tendría que haber estudiado experimentalmente y durante mucho más tiempo cuál era la capacidad de inhibición de los medicamentos a los microorganismos presentes en el fango activado. De esta forma los gráficos obtenidos posteriormente hubiesen representado un comportamiento más semejante al modelo real.

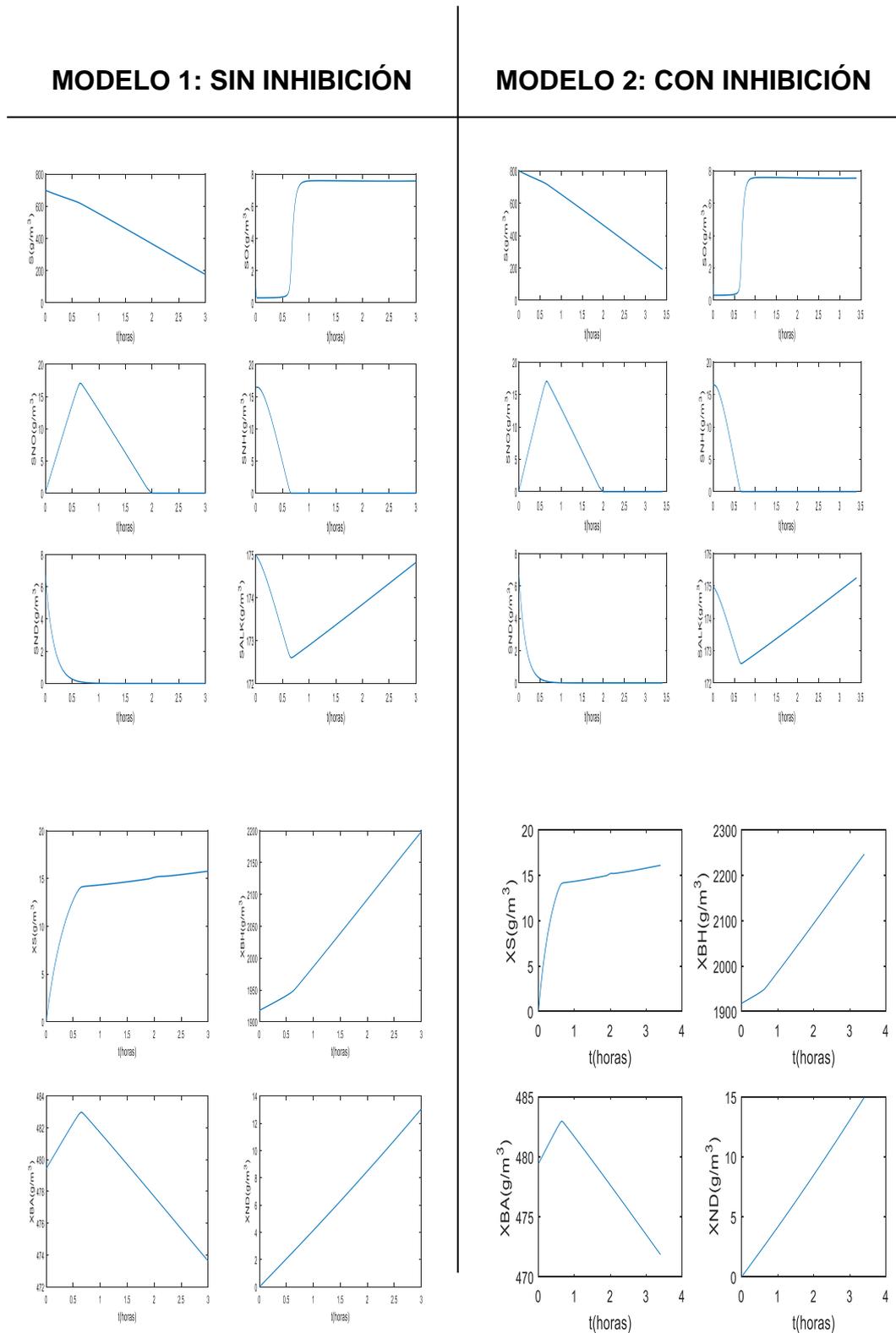
Las gráficas obtenidas en Matlab nos muestran la evolución de las variables que hay que tener en cuenta para el diseño del SBR.

La nomenclatura usada, se define en la tabla 6.1.1.

**Tabla 6.1.1. Nomenclatura usada en MATLAB**

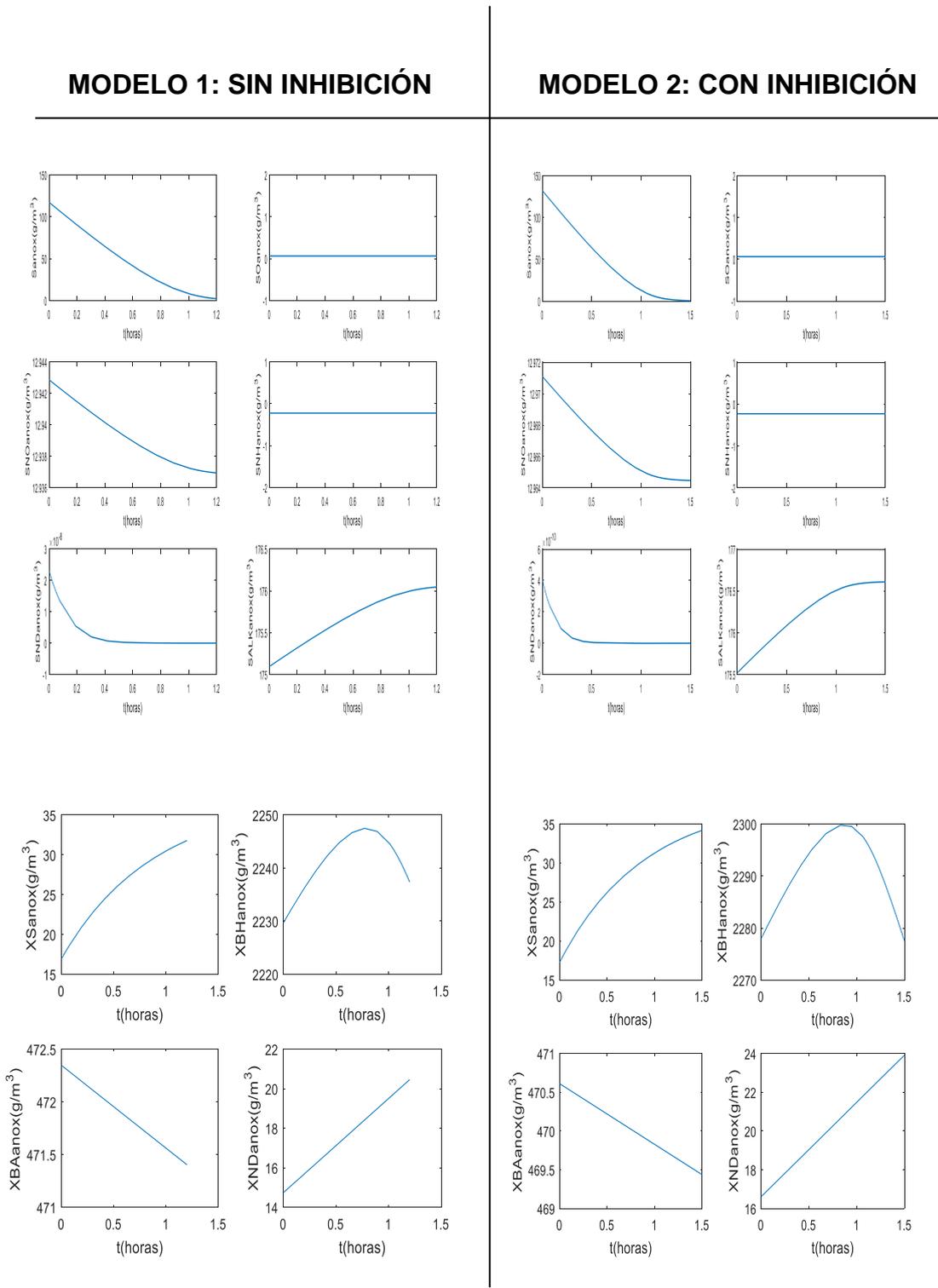
<b>NOMBRE</b>	<b>PARÁMETRO</b>
S	DBO <sub>5</sub> rápidamente biodegradable (no particulada)
SO	Oxígeno disuelto
SNO	Nitratos y nitritos disueltos
SNH	Amonio disuelto
SND	Nitrógeno lentamente biodegradable soluble
SALK	Alcalinidad
XS	DBO <sub>5</sub> lentamente biodegradable (particulada)
XBH	Bacterias heterótrofas en la biomasa
XBA	Bacterias autótrofas en la biomasa
XND	Nitrógeno lentamente biodegradable en suspensión

**FASE AEROBIA**



**Figura 6.1.1 Evolución de las variables de diseño del SBR en la fase aerobia**

**FASE ANÓXICA**



**Gráfica 6.1.2. Evolución de las variables de diseño del SBR en la fase anóxica**

Se concluye con que el modelo que presenta inhibición necesita más tiempo tanto en la fase aerobia como en la anóxica para que se acabe el sustrato, quedando los tiempos de la siguiente forma:

	<b>MODELO 1: Sin inhibición</b>	<b>MODELO 2: Con inhibición</b>
<b>Fase aerobia</b>	3 horas	3.4 horas
<b>Fase anóxica</b>	1.2 horas	1.5 horas

**Tabla 7.2.2. Comparación del tiempo de duración de un ciclo del SBR inhibido y sin inhibir.**

Aunque exista esa diferencia de tiempo, en la fase aerobia de ambos modelos, se observa como el **sustrato** se degrada rápidamente en las primeras horas, donde se dan las hidrólisis de materia orgánica, mientras que al final de la fase, es degradado de una forma más lenta. De esta forma, cuando termine la aireación, tiene que quedar suficiente DQO para que en la fase anóxica haya una completa desnitrificación.

El **oxígeno** empieza a subir cuando la DQO va disminuyendo, porque al haber menos sustrato las bacterias consumen menos oxígeno.

Las **bacterias autótrofas** aerobias (nitrosomonas y nitrobacters), crecen hasta que quede amonio. Cuando éste sea escaso, significará que ya habrá sido oxidado a nitrato.

Las **bacterias heterótrofas**, con ayuda del oxígeno, se encargan de degradar la materia orgánica.

La **alcalinidad**, disminuye con el amonio. Al tratarse de una base, el pH también disminuye, por tanto, la alcalinidad y el pH, mantienen una relación directamente proporcional.

En la fase anóxica, se ve como las bacterias heterótrofas que consumen el sustrato, disminuyen el poco amonio que queda y reducen los nitratos a nitrógeno molecular gas, en ausencia de oxígeno y presencia de materia orgánica. El nitrógeno molecular se escapa a la atmosfera, al tratarse de un gas inerte.

Aunque la desnitrificación no se dé de forma completa, si que se consigue reducir a un valor poco significativo la cantidad de nitratos presentes, de forma que, según la legislación, el agua puede ser vertida al medio.

## 6.2. CÁLCULO DEL VOLUMEN

Los tiempos obtenidos en Matlab para el modelo en que se ha tenido en cuenta la inhibición, se ven reflejados en la Tabla 6.2.1.

**Tabla 6.2.1. Duración de las fases de un ciclo del SBR.**

Fase	Tiempo (horas)
Aerobia	3.4
Intermedia	0,3427
Anóxica	1.5
	<b>TOTAL: 5,24</b>

Para saber cuál es el tiempo total que durará un ciclo del reactor, se le tiene que añadir a las 5,24 horas, los tiempos de alimentación, clarificación, decantación y extracción de fangos. Se han tomado unos tiempos lógicos en el funcionamiento de un SBR industrial.

**Tabla 6.2.2. Duración establecida para los tiempos de alimentación, clarificación, decantación y extracción de fangos de un ciclo del SBR.**

Alimentación	Clarificación	Decantación	Extracción de fangos
15 minutos	15 minutos	40 minutos	12 minutos

La suma total de todos los tiempos, nos da un valor de 6,61 horas.

Con este valor, y un caudal supuesto de 5.000 m<sup>3</sup>/d, que equivale a una población de 33.000 habitantes equivalentes aproximadamente, se puede conocer cuál será el volumen del SBR industrial:

$$V = Q \cdot t = 5.000 * \frac{6,6094}{24} = 1.342,2 \text{ m}^3 \rightarrow 1.350 \text{ m}^3$$

V: Volumen del SBR (m<sup>3</sup>)

Q: Caudal de entrada(m<sup>3</sup>/d)

t: Tiempo de un ciclo completo en el reactor (d)

### 6.3. CÁLCULO DEL Nº DE DIFUSORES NECESARIOS

Es importante saber el flujo diario de oxígeno que transferirá el reactor.

Para ello, se hace de uso de la siguiente ecuación:

$$O_2 \text{ total} = O_2 \text{ síntesis} + O_2 \text{ respiración endógena}$$

- $O_2 \text{ síntesis} = a \cdot R \cdot S_0 \cdot Q_0$

a: Coeficiente estequiométrico que expresa Kg O<sub>2</sub>/Kg DBO eliminada

R: Rendimiento del reactor (%)

S<sub>0</sub>: Sustrato inicial (kg/L)

Q<sub>0</sub>: Caudal de entrada del influente (L/día)

Para conocer el valor de a, se debe proceder al cálculo de la carga másica, de tal forma que:

$$CM = \frac{S_0 \cdot Q_0}{V \cdot X} = \frac{700 \cdot 10^{-6} \cdot 5.000 \cdot 10^3}{1.350 \cdot 10^3 \cdot 2.397 \cdot 10^{-6}} = 1,08 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM}}$$

C<sub>M</sub>: Carga másica ( $\frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM}}$ )

S<sub>0</sub>: Sustrato inicial (kg/L)

Q<sub>0</sub>: Caudal de entrada del influente (L/día)

V: Volumen del reactor (L)

X: Concentración del licor mezcla (kg/L)

Para un valor de carga másica de 1,08, según la tabla 6.3.1., se toma un valor de a=0,5.

**Tabla 6.3.1. Valores del parámetro a en función de la carga másica.**

Carga Másica (Kg DBO/d/Kg SSLM)	a (Kg O <sub>2</sub> /Kg DBO eliminada)
1	0.5
0.7	0.5
0.5	0.5
0.4	0.53
0.3	0.55
0.2	0.59
0.1	0.65
0.05	0.66

Si tomamos el valor de DQO teórico obtenido en MATLAB, el rendimiento del reactor será:

$$R = \frac{S_0 - S_e}{S_0} = \frac{700 - 178,0329}{700} = 74,56 \%$$

R: Rendimiento del reactor (%)

$S_0$ : Sustrato inicial (mg/L)

$S_e$ : Sustrato en el efluente(mg/L)

El oxígeno de síntesis, por tanto, será:

$$O_2 \text{ síntesis} = a \cdot R \cdot S_0 \cdot Q_0 = 0,5 \cdot 0,7456 \cdot 700 \cdot 10^{-6} \cdot 5.000 \cdot 10^3 = 1.304,80 \frac{Kg O_2}{d}$$

- $O_2 \text{ respiración endógena} = b \cdot V \cdot X$

b: Coeficiente cinético que define el desarrollo de la respiración endógena ( $d^{-1}$ )

V: Volumen del reactor (L)

X: Concentración del licor mezcla (kg/L)

Para conocer el valor de b, se hace uso de la siguiente ecuación:

$$b = \frac{0,13 \cdot \theta_c}{(1 + 0,16 \cdot \theta_c)} = \frac{0,13 \cdot 19}{(1 + 0,16 \cdot 19)} = 0,63 d^{-1}$$

$\theta_c$ : Edad de fango (d)

$$\theta_c = \frac{X \cdot V}{Q \cdot X} = \frac{2.397 \cdot 4}{0,21083 \cdot 2.397} = 18,97 \text{ días} = 19 \text{ días}$$

X: Concentración del licor mezcla (mg/L)

V: Volumen del reactor (L)

Q: Caudal de fangos extraídos (L/día)

$$O_2 \text{ respiración endógena} = b \cdot V \cdot X = 0,63 \cdot 1.350 \cdot 10^3 \cdot 2.397 \cdot 10^{-6} = 2.038,64$$

El oxígeno total, será:

$$O_2 \text{ total} = O_2 \text{ síntesis} + O_2 \text{ respiración endógena} = 1.304,80 + 2.038,64 = 3.343,44 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{d}}$$

Para pasar este valor a flujo másico de aire diario, como el aire tiene un 23% de peso en O<sub>2</sub>:

$$\frac{3.343,44 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{d}}}{0,23} = 14.563,72 \frac{\text{Kg aire}}{\text{d}} = 605,70 \frac{\text{Kg aire}}{\text{h}}$$

Para conocer el número total de difusores necesarios, hay que pasar mediante la densidad del aire, a 20°C en este caso, este flujo másico a flujo volumétrico [11]:

$$\frac{605,70 \frac{\text{Kg aire}}{\text{h}}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{605,70 \frac{\text{Kg aire}}{\text{h}}}{1,204 \frac{\text{Kg aire}}{\text{m}^3 \text{ aire}}} = 503,07 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{h}}$$

Con este valor, ya podemos escoger el tipo de difusor y cuantos serán necesarios.

Nuestro reactor va a tener forma de prisma, ya que al ser de tamaño industrial, estará hecho de hormigón, y este material resulta mucho más económico que si haces el reactor con forma circular.

El reactor será de base cuadrangular, y cada lado medirá 15 metros. De profundidad tendrá 6 metros, cumpliendo así el volumen calculado anteriormente:

$$V = \text{sup}_{\text{base}} \cdot \text{altura} = (15 \cdot 15) \cdot 6 = 225 \cdot 6 = 1.350 \text{ m}^3$$

La base, por tanto, tendrá una superficie de 225 m<sup>2</sup>.

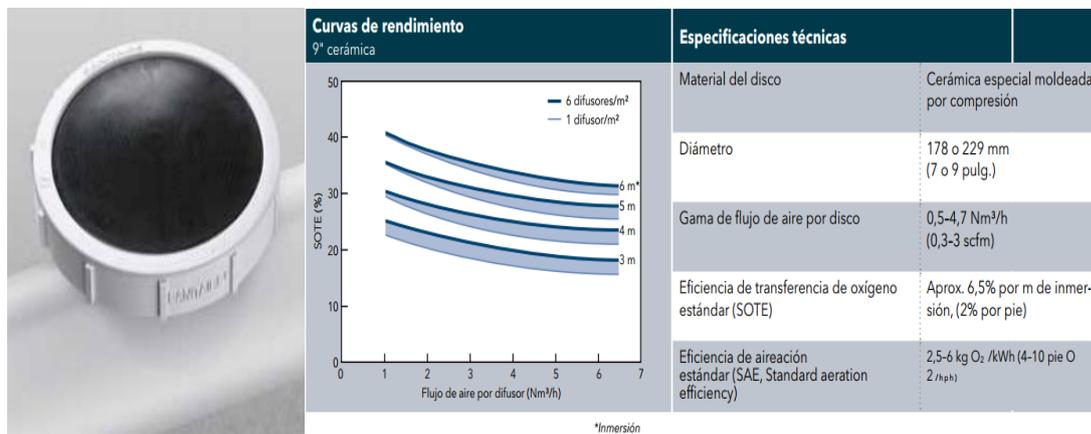
Los difusores escogidos, de la marca Sanitaire, tienen un diámetro de 178 mm. El radio de cada difusor será de 89 mm [12]. Podemos saber el área de cada difusor:

$$\text{Área}_{\text{difusor}} = \pi \cdot r^2 = \pi \cdot 0,089^2 = 0,025 \text{ m}^2$$

La capacidad de difusores posible en el reactor será:

$$n^{\circ} \text{ total de difusores posibles} = \frac{\text{Área}_{base}}{\text{Área}_{difusor}} = \frac{225}{0,025} = 9.000$$

Las características que presenta se indican en la Figura 6.3.1.



**Figura 6.3.1. Características de los difusores de marca Sanitaire.**

Al tratarse de un flujo volumétrico tan elevado, no será necesaria la instalación de un agitador, puesto que el aire actuará como mezclador.

El número exacto de difusores que suministrarán los 503,07 m³ aire/h, se calculan a partir del flujo de aire que es capaz de transferir cada difusor y de la eficacia que presentan. Ésta, va en función de la profundidad del tanque, y como en nuestro caso tenemos 6 metros de inmersión, tendremos según la curva de la figura 6.3.1:

$$\text{Eficacia de transferencia de oxígeno} = 6,5 \cdot 6 = 39 \%$$

Por tanto:

$$n^{\circ} \text{ difusores necesarios} \cdot 7 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{h}} \cdot 0,39 = 503,07 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{h}}$$

$$n^{\circ} \text{ difusores necesarios} = 185$$

Queda comprobado, que no existirá ningún problema de espacio para poder instalar los 185 difusores al fondo del reactor.

## 6.4 BOMBAS, VÁLVULAS, TUBERÍAS, CAUDALÍMETROS Y SENSORES

### 6.4.1. Bombas

Por otra parte, hay que buscar las bombas necesarias para el montaje. Serán necesarias 3 bombas, 2 centrífugas para bombear el agua de entrada y de salida, y otra también centrífuga para la extracción de fangos. Para facilitar las operaciones de mantenimiento o fallo, se instalarán por duplicado.

El caudal que tiene que ser capaz de bombear las bombas centrífugas para el influente y el efluente, se calcula mediante el volumen del SBR y el tiempo de llenado y de vaciado, que en este caso es el mismo:

$$\frac{1.350 \text{ m}^3}{15 \text{ min}} = 90 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} = 5.400 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Las bombas centrífugas escogidas son de la marca KSB, y se trata del modelo Amacan K, capaz de bombear un caudal máximo de 7.200 m<sup>3</sup>/h. [13]



#### Datos de funcionamiento

Características de funcionamiento

Parámetros		Valor
Caudal de bombeo	Q	hasta 1500 l/s
Altura de bombeo	H	hasta 30 m
Potencia del motor	P <sub>2</sub>	hasta 320 kW
Temperatura del líquido de bombeo	t	hasta +40 °C
Tipo de protección		IP 68 conforme a IEC 60034-5; también con protección contra explosiones conforme a ATEX II 2G T3

El caudal que tiene que ser capaz de bombear la bomba centrífuga para extraer los fangos, se calcula sacando una media del caudal que se ha ido extrayendo experimentalmente, resultando ser este de 211 mL/día. En la imagen de la derecha se observa una muestra de la cantidad de fangos extraídos al cabo de 4 días.



Sabiendo que experimentalmente extraíamos 211 mL/día, y que los sólidos en suspensión son 2,397 kg/m<sup>3</sup>:

$$P_x = \text{Producción de fangos} = 0,211 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 2,397 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,51 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

A partir de la producción de fangos y del caudal tratado en el laboratorio de 6 L/día, podemos obtener el valor del rendimiento observable mediante la siguiente fórmula:

$$P_x = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S_0 - S)$$

$$Y_{obs} = \frac{P_x}{Q \cdot (S_0 - S)} = \frac{0,51 \cdot 10^{-3} \frac{kg}{día}}{6 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{día} \cdot (700 - 178,0329) 10^{-3} \frac{kg}{m^3}} = 0,16$$

A partir de este rendimiento, y del caudal que vamos a tratar, podemos calcular cuál será la producción diaria de fangos en nuestro reactor:

$$P_x = 0,16 \cdot 5.000 \frac{m^3}{día} \cdot (700 - 178,0329) \cdot 10^{-3} \frac{kg}{m^3} = 417,57 \frac{kg}{día}$$

Asumiendo una densidad de aproximadamente 1,1 kg/L, calculamos el caudal que necesitará la bomba:

$$\frac{417,57 \frac{kg}{día}}{1,1 \frac{kg}{L}} = 379,61 \frac{kg}{día}$$

Por último, sabiendo que el reactor realiza 4 ciclos, y que cada ciclo se está extrayendo durante 12 minutos, podemos ya calcular el caudal necesario de la bomba:

$$\frac{379,61 \frac{kg}{día}}{4 \frac{ciclos}{día} \cdot 12 \text{ minutos}} = 7,9 \frac{L}{min} = 474,51 \frac{L}{h}$$

La bomba de extracción de fangos elegida es de la marca Verderflex, y el modelo es la Rollit 15P. Las características que muestra son las siguientes:



Maximum flow rate	500 l/hr
Maximum speed	165 RPM
Maximum discharge pressure	4 bar
Maximum suction lift	8 mWc
Maximum temperature of medium	80°C *
Maximum motor power	0.37 KW
Maximum Solids Content	3.75mm compressible 1.5mm smooth incompressible
Nominal hose diameter	15 mm
Hose options	Natural Rubber (NR)
	* 60°C continuous use, 80°C intermittent use

### 6.4.2. Válvulas

Para que, en caso de fallo, no se tenga que parar el funcionamiento de toda la planta, se instalarán dos válvulas por cada bomba, una anterior y otra posterior.

Para las bombas centrífugas, y para el compresor de aire, las válvulas elegidas son de la marca COMEVAL VAG, modelo EKO plus [15], y se trata de válvulas de compuerta que presentan las siguientes propiedades:



Información general	
<b>Características del producto y ventajas</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>De sello elástico según EN 1074 (DIN 3352 - 4B)</li> <li>Longitud brida-brida según EN 558-1, línea base 15 (DIN 3202, F5)</li> <li>Con conexión bridada en ambos lados según EN 1092-2</li> <li>Torque mínimo mediante zapatas deslizantes de plástico en la cuña</li> <li>Sellado del vástago anticorrosivo y libre de mantenimiento</li> <li>Con sellado triple tipo o-ring</li> <li>También apropiado para vacío de hasta 90%</li> </ul>	<b>Material</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>Cuerpo: Hierro fundido dúctil EN-GJS-400-15 (GGG-40)</li> <li>Tapa: Hierro fundido dúctil EN-GJS-400-15 (GGG-40)</li> <li>Obturador: Hierro fundido dúctil EN-GJS-400-15 (GGG-40) por todos los lados con vulcanizado NBR</li> <li>Tornillos de tapa: Acero inoxidable A2 (DIN EN ISO 3506)</li> <li>Vástago: Acero inoxidable 1.4057</li> <li>Tuerca del vástago: Bronce</li> </ul> <b>Protección anticorrosiva</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>Recubrimiento epóxico interior y exterior según las directrices GSK</li> </ul> <b>Versión</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>Con vástago ascendente (hasta DN 600)</li> <li>Actuador:               <ul style="list-style-type: none"> <li>Eléctrico</li> <li>Preparado para accionamiento eléctrico</li> <li>Neumático (hasta DN 300)</li> <li>Con volante</li> </ul> </li> </ul>

Para la bomba centrífuga de extracción de fangos, el tipo de válvula más adecuada es la válvula de bola, puesto que en estas válvulas no hay obstrucción al flujo, y son usadas principalmente en líquidos viscosos y pastas aguadas.

El modelo escogido es el 4040 de la marca Schubert & Salzer Data GmbH [16], y es el siguiente:



Características		
<ul style="list-style-type: none"> <li>Tipo: de bola</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Accionamiento: con control neumático</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Función: de aislamiento</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>Medios: para fango</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Configuración: de sector esférico</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Temperatura: Mín.: -40 °C (-40 °F) Máx.: 220 °C (428 °F)</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>Presión: 40 bar (580.15 psi)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>DN: Mín.: 25 mm Máx.: 300 mm</li> </ul>	

### 6.4.3. Tuberías

Los conductos que transportarán el agua durante todo el proceso serán tuberías de PVC por su alta resistencia. [17]

Las tuberías tendrán un diámetro de 200 mm. Como la distancia entre el tratamiento primario y el SBR, entre el SBR y el efluente y entre el SBR y la línea de tratamiento de fangos será de 17 metros aproximadamente (teniendo ya en cuenta las tuberías que se conectan a las válvulas), necesitaremos un total de 60 metros de tubería. [18]



### 6.4.4. Caudalímetros

Para tener controlado en todo momento cuál es el caudal que está circulando por las tuberías, se instalarán caudalímetros después de cada bomba.

Para las bombas centrífugas del influente y el efluente, los caudalímetros elegidos son de la marca Endress + Hauser, modelo Proline Promag 10E [19], y presentan las siguientes características:



Características		
<ul style="list-style-type: none"> <li>Tecnología: electromagnético</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Fluido: para líquido</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Otras características: compacto, con indicador digital, económico, de brida, de PTFE, de acero al carbono</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>Presión de proceso: Min.: 0 bar (0 psi) Máx.: 40 bar (580.15 psi)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Temperatura de proceso: Min.: -10 °C (14 °F) Máx.: 110 °C (230 °F)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flujo volumétrico: Min.: 0 m³/h (0 ft³/h) Máx.: 9600 m³/h (339020.8 ft³/h)</li> </ul>

Para las bombas centrífugas de extracción de fangos, se ha escogido un caudalímetro de la marca MEATEST, modelo M910E. [20]



Características		
<ul style="list-style-type: none"> <li>Tecnología: electromagnético, inductivo, magnético</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Fluido: para agua, para productos químicos, para líquido corrosivo, para líquido conductor, para aguas residuales, para fango</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Otras características: digital, compacto, RS485, de brida, con visualización, de lectura directa, ATEX, en línea, IP68, con salida analógica, con batería, con indicador-totalizador, con detección de burbujas de aire, bidireccional, con pantalla LCD, programable, de montaje lateral, con registrador de datos, de alta temperatura, económico, con salida digital, con salida de impulsos, 4-20 mA, de PTFE</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>Aplicaciones: industrial, para tratamiento de aguas, para alto caudal, para aplicaciones marinas, para material de alta densidad</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presión de proceso: Min.: 0 bar (0 psi) Máx.: 40 bar (580.15 psi)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Temperatura de proceso: Min.: 0 °C (32 °F) Máx.: 150 °C (302 °F)</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>Flujo volumétrico: Min.: 0 l/s (0 us gal/s) Máx.: 700 l/s (184.92 us gal/s)</li> </ul>		

Para el compresor de aire, se ha escogido un caudalímetro de la marca TESTO, modelo Testo 6444. [21]

Características



- Fluido: para aire comprimido
- Temperatura de proceso: Mín.: 0 °C (32 °F)  
Máx.: 60 °C (140 °F)
- Otras características: con pantalla LED, en línea
- Flujo volumétrico: Mín.: 2.3 m³/h (81.22 ft³/h)  
Máx.: 700 m³/h (24720.27 ft³/h)
- Presión de proceso: 16 bar (232.06 psi)

**6.4.5. Sensores**

También se instalarán en el reactor sondas que nos permitan conocer en todo momento el estado del agua.

Para medir el oxígeno disuelto y la temperatura, se usará el Sensor polarográfico de oxígeno, modelo InPro 6050, marca Mettler Toledo, con su respectivo analizador. [22]



**Especificaciones - Sensor polarográfico de oxígeno InPro 6050**

Segmento/Aplicación	Aguas residuales con cargas con suciedad elevada
Descripción	Interfaz analógica
Exactitud	+/- 1 % +30 ppb
Rango de detección	30 ppb hasta saturación

**Características y beneficios**

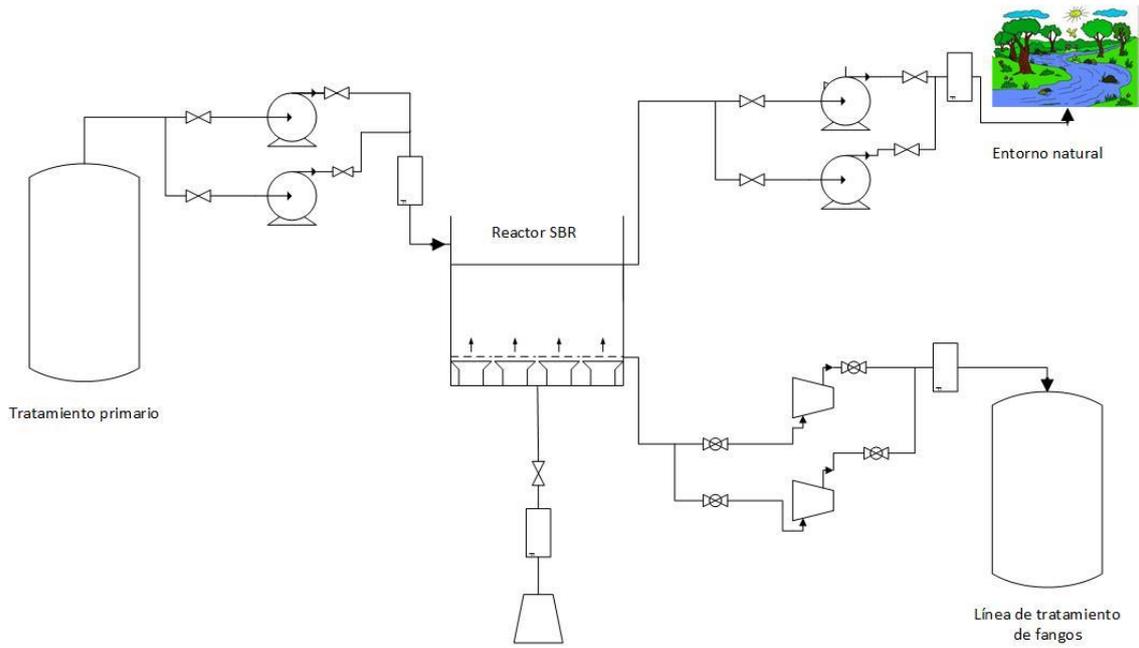
- Sensor robusto para ambientes típicos de las aguas residuales.
- Poca necesidad de mantenimiento.
- Cuerpo de la membrana fácilmente sustituible.
- Medición simultánea de DO y temperatura.

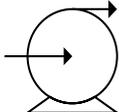
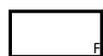
Para medir el pH, se ha elegido el Sensor de pH InPro 4010 de la marca Mettler Toledo, con su respectivo analizador. [23]



<b>Especificaciones - Sensor de pH InPro 4010</b>	
Número de diafragmas	2
Rango de pH	2...12
Resistencia a la presión (bar)	2 bar/60 °C
Resistencia a la presión (psi)	29 psi/140 °F
Sistema de referencia	sistema Argenthal
Trampa de iones de plata	no
Esterilizable	no
Rango de temperaturas	0...60 °C (32...140 °F)
Apto para autoclave	no
Diafragma	unión de apertura abierta
ISM	no
Descripción breve	electrodo de pH/temperatura de mantenimiento mínimo

### 6.5. ESQUEMA DEL DISEÑO



SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN	UNIDADES
	Bomba centrífuga	4
	Bomba centrífuga extracción de fangos	2
	Difusores	185
	Válvulas de compuerta	9
	Válvulas de bola	4
	Caudalímetro	4

**Figura 6.5.1. Esquema del diseño del SBR.**

\*En el esquema se deberían incluir dentro del reactor las sondas de temperatura, pH, y oxígeno disuelto.

## 7. ESTUDIO ECONÓMICO

El objetivo principal de realizar un análisis económico es estimar el coste del metro cúbico (m<sup>3</sup>) de agua tratada en el SBR diseñado. [24]

### 7.1. COSTES DE INVERSIÓN

Se trata de los gastos que va a tener la empresa para el desarrollo del reactor. La financiación de éste contará con el apoyo del Centro para el Desarrollo Tecnológico Industrial (CDTI), que es una Entidad Pública Empresarial, dependiente del Ministerio de Economía, Industria y Competitividad, y que, entre muchos otros proyectos, ayuda a los proyectos de Investigación y Desarrollo, a los que considera planes de creación y mejora de un proceso productivo, producto o servicio; comprendidos desde actividades de investigación industrial hasta de desarrollo experimental. [25]

#### 7.1.1. Costes directos

En estos gastos se incluyen el coste de los equipos e instrumentos que van a ser necesarios y del material de construcción. También en estos costes se tiene en cuenta la mano de obra directa, que son los que se encargan de la instalación de las maquinarias y equipos y todo el personal que interviene en el proceso de creación del SBR.

En primer lugar, se ha calculado cuál sería el precio total de los equipos e instrumentos y su instalación. Esto se ve reflejado en la Tabla 7.1.1.1.

EQUIPOS E INSTRUMENTOS			
EQUIPOS E INSTRUMENTOS	UNIDADES	PRECIO/UNIDAD (€/unidad)	PRECIO TOTAL (€)
Difusor Sanitaire	185	42	7.770
Bomba KSB Amacan K	4	4.842,86	19.371,44
Bomba Verderflex Rollit 15P	2	2.982,65	5.965,3
Válvula de compuerta VAG	9	1.124,36	10.119,24
Válvula de bola Schubert & Salzer Data GmbH	4	357,54	1.430,16
Caudalímetro Endress + Hauser	2	422,32	844,64
Caudalímetro MEATEST	1	1.638,40	1.638,40
Caudalímetro Testo 6444	1	1.347,52	1.347,52
Sensor de oxígeno disuelto y temperatura InPRO 6050, Mettler Toledo + Analizador	1	1.675,96	1.675,96
Sensor de pH y temperatura InPro 4010, Mettler Toledo + Analizador	1	1.598,63	1.598,63

EQUIPOS E INSTRUMENTOS	METROS	PRECIO/METRO (€/metro)	PRECIO TOTAL (€)
Tuberías PVC (DN 200 mm)	60	40,09	2.405,4
INSTALACIÓN			
Operarios		2	
Horas de trabajo/dia·operario		8	
Días trabajados		15	
Horas trabajadas		240	
€/hora·operario		17,5	
Coste total operarios (€)		8.400	
TOTAL COSTES EQUIPOS, INSTRUMENTOS E INSTALACIÓN			
TOTAL (€)			62.857,57

*Tabla 7.1.1.1. Costes de equipos, instrumentos e instalación.*

El cálculo del coste de construcción del reactor se ha dividido en 2 partes.

En primer lugar, se ha calculado el capital de inversión para poder acceder al terreno donde se va a instalar el reactor [26], y cuánto va a costar su excavación y explanación. [27]

Terreno	
Permiso	
Precio por encofrado (€/m <sup>2</sup> )	10,81
Superficie por pared (m <sup>2</sup> /pared)	90
Paredes	4
<b>Precio licencia de encofrado (€)</b>	<b>3.891,6</b>
Precio por hormigón(€/m <sup>3</sup> )	5,1
Volumen total de hormigón (m <sup>3</sup> )	279
<b>Precio licencia de hormigón (€)</b>	<b>1.422,9</b>
<b>Precio permisos (€)</b>	<b>5.314,5</b>
Excavación	
Precio de excavación por m <sup>3</sup> (€/m <sup>3</sup> )	1,91
Volumen total (m <sup>3</sup> )	1.350
<b>Precio de la excavación (€)</b>	<b>2.578,5</b>
Allanamiento	
Precio de allanamiento por m <sup>2</sup> (€/m <sup>2</sup> )	9
Superficie total (m <sup>2</sup> )	225
<b>Precio de la explanación (€)</b>	<b>2.025</b>
<b>COSTA TOTAL TERRENO (€)</b>	<b>9.918</b>

*Tabla 7.1.1.2. Costes de preparación y construcción del tanque.*

Todo el material necesario para la construcción del SBR, se incluye dentro de los costes directos. A partir de los datos proporcionados por una empresa dedicada a la construcción y obras civiles, se ha sacado el presupuesto total.

<b>Varillas</b>	
<b>Medidas de la base</b>	
Ancho (m)	17
Largo (m)	17
<b>Medidas de las paredes</b>	
Nº paredes	4
Ancho (m)	17
Largo (m)	6
<b>Coste</b>	
Longitud de la varilla (m/varilla)	6
Peso de un metro de varilla (Kg/m varilla)	1,2
Distancia de colocación entre ellas (m)	0,3
Cantidad de varillas para la base	227
Cantidad de varillas para las paredes	613
Cantidad total de varillas	840,00
Cantidad total en metros de varillas (m)	5.040
Cantidad total en Kg de varillas (Kg)	6.048
Precio del Kg de varilla (€/Kg varilla)	0,95
<b>COSTE TOTAL BARILLAS (€)</b>	<b>5.745,6</b>

*Tabla 7.1.1.3. Coste de las varillas.*

<b>Hormigón</b>	
<b>Base</b>	
Ancho (m)	15
Largo (m)	15
Espesor (m)	0,6
Volumen (m3)	135
<b>Paredes</b>	
Nº paredes	4
Ancho (m)	15
Largo (m)	6
Espesor (m)	0,4
Volumen (m3)	144
<b>Coste</b>	
VOLUMEN TOTAL	279
Precio (€/m3 hormigón)	53
<b>COSTE TOTAL HORMIGÓN (€)</b>	<b>14.787</b>

*Tabla 7.1.1.4. Coste del hormigón.*

<b>Encofrado</b>	
<b>Medidas de las placas</b>	
Ancho (m)	3
Largo (m)	1
Área (m <sup>2</sup> )	3
<b>Paredes</b>	
Nº paredes	4
Ancho (m)	15
Largo (m)	6
Área (m <sup>2</sup> )	360
Área de dos paredes(m <sup>2</sup> )	180

**Tabla 7.1.1.5. Dimensiones para el encofrado.**

Por último, se hecho una estimación del coste de la mano de obra, en la cual se contempla el tiempo dedicado a la realización del reactor, la cantidad de personas que lo han construido, y la maquinaria que les ha sido necesaria para su creación.

<b>Mano de obra</b>	
Cantidad de placas necesarias	60
Coste por alquiler de placa (€/placa)	83
<b>Coste alquiler de 60 placas (€)</b>	<b>5.000</b>
Cantidad de viajes del camión	4
Precio (€)/ Viaje camión	250
<b>Coste total del camión (€)</b>	<b>1.000</b>
Cantidad de horas grúa al día (h/día)	8
Días de trabajo de la grúa	15
Horas de trabajo de la grúa	120
€/hora de trabajo de la grúa	70
<b>Coste total de la grúa (€)</b>	<b>8.400</b>
Operarios	4
Horas de trabajo/dia-operario	8
Días trabajados	20
Horas trabajadas	160
€/hora-persona	17,5
<b>Coste total operarios (€)</b>	<b>11.200</b>
<b>COSTE TOTAL MANO DE OBRA (€)</b>	<b>25.600</b>

**Tabla 7.1.1.6. Costes de mano de obra.**

\*Como inciso, hay que indicar que el encofrado a partir de las placas metálicas se ha decidido realizar en dos veces, puesto que el alquiler de 120 de éstas nos hubiese aumentado el coste en 5.000 €.

La suma del coste de las varillas, el hormigón y la mano de obra nos proporcionará cuál será el coste del reactor. A este valor, se le aplicará un 21% de IVA.

COSTE DEL REACTOR SBR (€)	56.050,6
% IVA	21,00%
<b>COSTE TOTAL DEL REACTOR SBR (€)</b>	<b>67.821,23</b>

*Tabla 7.1.1.7. Costes total del reactor SBR.*

De esta forma, la suma de los costes de los equipos e instrumentos y su instalación y del coste del reactor, nos dará cuáles son los costes directos que hay que invertir en el proyecto de desarrollo del SBR.

COSTE TOTAL EQUIPOS, INSTRUMENTOS E INSTALACIÓN	62.857,57 €
COSTE TOTAL DEL REACTOR SBR	67.821,23 €
<b>COSTES DIRECTOS DE INVERSIÓN</b>	<b>130.678,796 €</b>

*Tabla 7.1.1.8. Costes directos de inversión.*

### 7.1.2. Costes indirectos

Estos gastos involucran los costes inmateriales, y posibles contingencias. En estos se incluye el diseño y la correcta supervisión de la construcción por parte de un ingeniero técnico, la prevención y seguridad ante los posibles riesgos que pueden darse durante el desarrollo del proyecto, necesidad de material adicional, accidentes imprevisibles...

Para su cálculo, se aplica un 25% de los costes de inversión directos a los gastos de ingeniería, y un 5% de los mismos a los gastos de prevención, seguridad e imprevistos.

COSTES	VALOR (€)
Ingeniería (diseño y seguimiento de la construcción)	32.669,70
Prevención, seguridad e imprevistos	6.533,94
<b>COSTES INDIRECTOS DE INVERSIÓN</b>	<b>39.203,64</b>

*Tabla 7.1.2.1. Costes indirectos de inversión.*

### 7.1.3. Costes de puesta en marcha

Previamente a la puesta en marcha del reactor, es necesario realizar pruebas de arranque para garantizar que los equipos funcionan correctamente y que el reactor opera adecuadamente. El coste que esto conlleva (energía, consumo de agua...), suele corresponderse a un 10% de los costes de inversión directos e indirectos.

<b>COSTES DE PUESTA EN MARCHA</b>	<b>14.953,61 €</b>
-----------------------------------	--------------------

### 7.1.4. Costes totales de inversión

La suma de los costes directos, indirectos y de puesta en marcha equivaldrá a los costes totales de inversión. Para poder hacer frente a este gasto, se pedirá un préstamo al banco que será amortizado en 12 años. La tasa de interés que se quedará el banco se ha establecido en un 5,80% según el Instituto de Crédito Oficial (ICO). [28]

COSTES DIRECTOS DE INVERSIÓN	130.678,80 €
COSTES INDIRECTOS DE INVERSIÓN	39.203,64 €
COSTES DE PUESTA EN MARCHA	16.988,24 €
<b>COSTES TOTALES DE INVERSIÓN</b>	<b>186.870,68 €</b>
<b>Amortización de los costes de inversión</b>	
Variables económicas de proyecto	
Tiempo de duración del préstamo (años)	12
Tasa de interés (%)	5,80%
$(1+i)^n$	1,9671
CRF (Factor de recuperación de capital): $[(1+i)^n-1]/[i \cdot (1+i)^n]$	8,4765
<b>Cantidad anual amortizada</b>	<b>22.045,63 €</b>

*Tabla 7.1.4.1. Amortización de los costes de inversión.*

## 7.2. COSTES DE OPERACIÓN ANUALES

A diferencia de los costes de inversión, los costes de operación van relacionados con el caudal que se trata. En este caso se estudiarán los gastos que se presentan anualmente.

En estos costes se engloban los gastos de energía que producen los motores de las bombas [29], el coste de la aireación en la fase aerobia del reactor [30], el dinero que se invierte en el mantenimiento de los equipos y el personal que trabaja en esta parte de una planta depuradora.

<b>COSTE ENERGÍA</b>						
<b>EQUIPO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>POTENCIA (kW)</b>	<b>Horas de actividad al año</b>	<b>kW·h/año</b>	<b>€/Kw·h</b>	<b>€</b>
Bomba KSB Amacan K	2	320	730	233.600	0,12	28.032
Bomba Verderflex Rollit 15P	1	30	292	8.760	0,12	1.051,2
<b>COSTE DE ENERGIA ANUAL</b>						<b>29.083,2 €</b>

*Tabla 7.2.1. Coste de energía anual.*

<b>COSTE AIREACIÓN</b>	
Coste del aire comprimido (€/m <sup>3</sup> )	0,025
Horas de duración de la fase aerobia por ciclo	3,4
Cantidad de ciclos realizados al día	4
Horas de duración de la fase aerobia por día	13,6
Cantidad de aire transmitido por hora (m <sup>3</sup> aire /h)	503,07
Coste del aire comprimido (€/día)	171,0438
Cantidad de días al año	365
<b>COSTE DEL AIRE ANUAL</b>	<b>62.430,99 €</b>

*Tabla 7.2.2. Coste del aire anual.*

<b>COSTES DE MANTENIMIENTO DE LOS EQUIPOS</b>	
<b>COSTE</b>	<b>CANTIDAD INVERTIDA ANUALMENTE</b>
Reparaciones	1.000,00 €
Conservación	500,00 €
Engrasado de bombas y aceite	700,00 €
Material de limpieza	600,00 €
<b>COSTE DE MANTENIMIENTO ANUAL</b>	<b>2.800,00 €</b>

*Tabla 7.2.3. Coste de mantenimiento de equipos anual.*

<b>COSTE PERSONAL</b>				
	<b>Cantidad</b>	<b>€/mes·operario</b>	<b>€/año·operario</b>	<b>€/año</b>
<b>Operario</b>	2	1.200	14.400	28.800
<b>Ingeniero</b>	1	2.100	25.200	25.200
<b>COSTE DE PERSONAL ANUAL</b>				<b>54.000 €</b>

*Tabla 7.2.4. Coste de personal anual.*

<b>COSTES DE OPERACIÓN ANUALES</b>	<b>148.314,19 €</b>
------------------------------------	---------------------

### 7.3. COSTE DEL m<sup>3</sup> DE AGUA TRATADA

Para obtener el coste del m<sup>3</sup> de agua, se suman la cantidad anual amortizada de los costes de inversión totales y los costes de operación anuales, y se dividen entre el caudal de agua tratada al año.

Los costes totales anuales quedan por tanto de la siguiente manera:

CANTIDAD ANUAL AMORTIZADA	22.045,63 €
COSTES DE OPERACIÓN ANUALES	148.314,19 €
<b>COSTES ANUALES TOTALES</b>	<b>170.359,82 €</b>

*Tabla 7.3.1. Costes anuales totales.*

Como se tratan 5.000 m<sup>3</sup> de agua al día:

$$5.000 \frac{m^3}{día} \cdot 365 \frac{días}{año} = 1.825.000 \frac{m^3}{año}$$

Por tanto, el precio del m<sup>3</sup> de agua será:

$$\frac{170.359,82 \frac{€}{año}}{1.825.000 \frac{m^3}{año}} = 0,0934 \frac{€}{m^3 \text{ agua}}$$

Según bibliografía consultada a través de AEAS (Asociación Española de Abastecimientos de Agua y Saneamiento) [31], el coste de depuración de agua está sobre 0,55 €/m<sup>3</sup>.

A partir de este dato y según el coste que hemos obtenido, podemos saber qué porcentaje pertenece exclusivamente al tratamiento biológico dentro de una planta:

$$\frac{0,0934}{0,55} = 17 \%$$

Por tanto, aproximadamente un 17% del coste total de tratar un m<sup>3</sup> de nuestra agua residual en toda una planta, equivale al coste del tratamiento biológico en un SBR.

## 8. CONCLUSIONES

En este proyecto, se estudió, en un laboratorio, el comportamiento de un SBR alimentado con un agua sintética a la cual se le añadió posteriormente una disolución de fármacos con una concentración de 0,05 g/L.

El resultado fue que la presencia de estos medicamentos en el agua afectaba directamente a los fangos biológicos existentes dentro del reactor; inhibiendo a las bacterias presentes en él, impidiendo su desarrollo y, en consecuencia, su función de eliminar la materia orgánica presente en el agua. De esta forma, no se producían correctamente las reacciones de nitrificación y desnitrificación, así como tampoco la depuración del agua.

Esto se vio reflejado en los parámetros estudiados a lo largo de todo el experimento. Todos ellos indicaban que cada vez los fangos estaban en condiciones menos óptimas, y la mayor evidencia de ello fue el aumento que sufrió la DQO de salida a partir de la adición de los fármacos.

El modelo representado en Matlab R2017a, a partir de las ecuaciones y constantes cinéticas del modelo matemático ASM1, nos indicó como el efecto de inhibición por parte de los medicamentos modificaba los tiempos de cada fase del reactor (prolongándolos) con respecto a un agua sintética sin contaminantes emergentes.

A partir de estos tiempos obtenidos mediante el software mencionado, se diseñó a escala industrial, un reactor SBR que fuera apto para aguas residuales que pudiesen contener dichos tóxicos.

Con el diseño realizado y con los equipos e instrumentos necesarios para la puesta en marcha del reactor, se hizo una estimación de los costes del proyecto, con la finalidad de saber, conociendo el caudal de agua tratado anualmente, cuál sería el coste de tratar un m<sup>3</sup> de agua. El resultado fue de 0,093 €; aproximadamente un 17% respecto al coste de tratar un m<sup>3</sup> de la misma agua en toda una planta.



## 9. BIBLIOGRAFIA

- [1] “Capítulo III. Descripción de las Estación Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR’s).”
- [2] “Los contaminantes emergentes: Descripción y tratamientos.”  
<https://www.iagua.es/blogs/damia-barcelo/contaminantes-emergentes-descripcion-y-tratamientos>.
- [3] “Restos de antibióticos en aguas: El problema de los contaminantes emergentes.”  
<http://www.ainia.es/noticias/restos-de-antibioticos-en-aguas-el-problema-de-los-contaminantes-emergentes/>.
- [4] T. Deblonde, C. Cossu-Leguille, and P. Hartemann, “Emerging pollutants in wastewater: A review of the literature,” *Int. J. Hyg. Environ. Health*, vol. 214, no. 6, pp. 442–448, 2011.
- [5] “Reactor biologico secuencial (SBR) | TECPA Formación de Consultoría Ambiental.”
- [6] R. Dautan, M. L. Pérez, A. Contreras, and A. Marzana, “DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL PARA REMOCION DE DBO.”
- [7] “Eliminación biológica de Nitrógeno y Fósforo en EDAR’s.”  
<http://www.aguasresiduales.info/revista/blog/eliminacion-biologica-de-nitrogeno-y-fosforo-en-edars>.
- [8] L. Isac, E. Rodríguez, M. Dolores Salas Natividad Fernández Grupo Bioindicación Sevilla Responsables de revisión científica Blanca Pérez-Uz Susana Serrano, and A. Zornoza GBS, “PROTOZOOS EN EL FANGO ACTIVO Autores de texto.”
- [9] T. B. Sbr, “Prácticas tratamiento biológico sbr,” pp. 1–7.
- [10] “A General Description of the Activated Sludge Model No. 1 (ASM1).”
- [11] “How Hot Air Balloons Fly - Fly Me to the Moon.”  
<http://www.brisbanehotairballooning.com.au/how-hot-air-balloons-fly/>.
- [12] “Productos de aireación Para un tratamiento biológico energéticamente eficiente.”  
[http://www.xylemwatersolutions.com/scs/argentina/es-ar/Documentos/Documents/Productos%20de%20aireaci%C3%B3n\\_sp\\_low.pdf](http://www.xylemwatersolutions.com/scs/argentina/es-ar/Documentos/Documents/Productos%20de%20aireaci%C3%B3n_sp_low.pdf)
- [13] “Amacan K.”  
[https://shop.ksb.com/ims\\_docs/D8/D8B01B54422D943DE1000000AD50628.pdf](https://shop.ksb.com/ims_docs/D8/D8B01B54422D943DE1000000AD50628.pdf).
- [14] “Warman® MU | Weir Group.”  
<https://www.global.weir/products/product-catalogue/warman-mu/?lang=es>.
- [15] “VAG EKO®plus Válvula de compuerta versión Gulf.”  
<http://www.vag-armaturen.com/es/productos/detail-product/product/vag-ekoRplus-valvula-de-compuerta-2.html>.
- [16] “Product Overview Valve Technology - Schubert & Salzer Control Systems GmbH - Catálogo PDF | Documentación técnica | Brochure.”
- [17] “Sistema de PVC corrugado SANECOR® - Adequa.”  
[http://adequa.es/category\\_page/sistema-de-pvc-corrugado-sanecor/](http://adequa.es/category_page/sistema-de-pvc-corrugado-sanecor/).

- [18] "Saneamientos Dimasa."  
[https://www.saneamientosdimasa.es/?destino=tubería pvc presión.](https://www.saneamientosdimasa.es/?destino=tubería+pvc+presión)
- [19] "Applicator Comparar productos."  
[https://portal.endress.com/webapp/applicator10/productComparisonExt.do?prod0=10E&prod1=50P&prod2=50W&prod3=10P&prod4=10W&prod5=10H&prod6=10L&prod7=50D&prod8=50H&prod9=51P&prod10=10D&prod11=50L&prod12=53L&prod13=55S&prod14=5H2B&prod15=53H&prod16=5H1B&prod1.](https://portal.endress.com/webapp/applicator10/productComparisonExt.do?prod0=10E&prod1=50P&prod2=50W&prod3=10P&prod4=10W&prod5=10H&prod6=10L&prod7=50D&prod8=50H&prod9=51P&prod10=10D&prod11=50L&prod12=53L&prod13=55S&prod14=5H2B&prod15=53H&prod16=5H1B&prod1)
- [20] "Pipe mechanical dimensions."  
[https://www.meatest.com/files/download/dat/m910d.pdf.](https://www.meatest.com/files/download/dat/m910d.pdf)
- [21] "Caudal (normalizado) Parámetros de medición."  
[https://media.testo.com/media/f5/c9/81c11d76faa6/cat\\_testo\\_6441\\_6444.pdf](https://media.testo.com/media/f5/c9/81c11d76faa6/cat_testo_6441_6444.pdf)
- [22] "Sensor polarográfico de oxígeno InPro 6050 - Descripción general - METTLER TOLEDO."  
[http://www.mt.com/es/es/home/products/Process-Analytics/DO-CO2-ozone-sensor/dissolved-oxygen-meter/economic-InPro-6050.html.](http://www.mt.com/es/es/home/products/Process-Analytics/DO-CO2-ozone-sensor/dissolved-oxygen-meter/economic-InPro-6050.html)
- [23] "Sensor de pH InPro 4010 - Documentación - METTLER TOLEDO."  
[http://www.mt.com/es/es/home/products/Process-Analytics/pH-probe/durable-probe/InPro-4010.tabs.documents.html.](http://www.mt.com/es/es/home/products/Process-Analytics/pH-probe/durable-probe/InPro-4010.tabs.documents.html)
- [24] "CLASIFICACION DE LOS COSTOS.docx - Documentos de Google."  
[https://docs.google.com/document/d/1QAWjOApQs6kh0Q5OzjpnHqIgbMrYNbhQiu-icE6ed4/edit.](https://docs.google.com/document/d/1QAWjOApQs6kh0Q5OzjpnHqIgbMrYNbhQiu-icE6ed4/edit)
- [25] "Centro para el Desarrollo Tecnológico Industrial / Financiación empresarial / Financiación de proyectos de I+D+i / Proyectos de Investigación y Desarrollo."  
[https://www.cdti.es/index.asp?MP=7&MS=20&MN=3.](https://www.cdti.es/index.asp?MP=7&MS=20&MN=3)
- [26] "SOLICITUD DE LICENCIA PARA OBRA MENOR."  
<http://www.aytofortuna.es/es/arch/urb/IMPRESO%20DE%20SOLICITUD%20LICENCIA%20OBRA%20MENOR.pdf>
- [27] "Banco de Precios."  
[http://www.construinfo.com/FICHAP.ASP?CODIGO1=&CODIGO2=01TV.](http://www.construinfo.com/FICHAP.ASP?CODIGO1=&CODIGO2=01TV)
- [28] "Prestamos y Financiación para Emprendedores - ICO."  
[https://www.ico.es/web/ico/ico-empresas-y-emprendedores/-/lineasICO/view?tab=tipoInteres.](https://www.ico.es/web/ico/ico-empresas-y-emprendedores/-/lineasICO/view?tab=tipoInteres)
- [29] "Plan Estable - Iberdrola."  
[https://www.iberdrola.es/hogar/luz/plan-estable.](https://www.iberdrola.es/hogar/luz/plan-estable)
- [30] "Si usted tiene sistemas de aire comprimido usted tiene fugas. | Marcelo Cassani's Blog."  
[https://marcelocassani.wordpress.com/2011/01/06/si-usted-tiene-sistemas-de-aire-comprimido-usted-tiene-fugas/.](https://marcelocassani.wordpress.com/2011/01/06/si-usted-tiene-sistemas-de-aire-comprimido-usted-tiene-fugas/)
- [31] "Informe AEAS sobre Tarifas y Precios del Agua en España"  
[https://www.iagua.es/2010/01/informe-aeas-sobre-tarifas-y-precios-del-agua-en-espana.](https://www.iagua.es/2010/01/informe-aeas-sobre-tarifas-y-precios-del-agua-en-espana)



# **ANEXOS**

## SOLUCIONES ALTERNATIVAS: Carbón activado

El carbón activo, que puede presentarse en forma de polvo (CAP) o en forma granular (CAG), es un adsorbente capaz de retener iones, átomos y moléculas que estén disueltas en el líquido con el que esté en contacto.

Es un material muy cristalino, y una de sus principales características es la gran cantidad de microporos que lo forman, llegando a desarrollar áreas superficiales de hasta 1.500 m<sup>2</sup> por gramo de carbón.

Es muy común usar el carbón activo en el tratamiento de aguas residuales.

La gran ventaja que presenta la estructura que tiene, es la capacidad de eliminación de olores, colores o sabores mediante la adsorción de las moléculas causantes de estos; que pueden ser desde compuesto aromáticos, hidrocarburos, fenoles... hasta detergentes, pesticidas, tintes solubles...

En este caso, la característica que más nos interesa, es la eficacia que tiene para adsorber compuestos tóxicos.

Si se hace uso del carbón activo en polvo (CAP), se procede a mezclar directamente éste con los lodos, y si el agua del influente viene cargada de contaminantes emergentes, los adsorbe en su superficie evitando así que el funcionamiento del reactor se desestabilice. En el proceso de decantación se eliminan los sólidos, y en ellos se incluye el CAP con las sustancias que ha sido capaz de adsorber. El sistema SBR-CAP es óptimo para tratamientos a corto plazo.



El empleo de carbón activo granular, es más complejo y menos económico, pero también suele ser más eficaz. Es frecuente para la eliminación continua, y su funcionamiento consiste en hacer pasar agua por la parte superior de una columna o lecho que contenga CAG. De esta forma las moléculas más pesadas quedarán adsorbidas en los granos de carbón activado, separándose del agua que se filtre, que quedará libre de tóxicos. Para limpiar el lecho filtrante, se usará la técnica de lavado a contracorriente, que arrastrará las partículas que se hayan quedado dentro de la columna.

En este experimento, no se ha podido realizar esta técnica por cuestiones de falta de tiempo, puesto que para tener un estudio correcto y completo de su comportamiento en el reactor y de cara a los contaminantes emergentes, en este caso los fármacos, se requiere de un seguimiento continuo de larga duración del cual no se ha podido disponer.

Fuente: GEDAR - Gestión y Tratamientos de Aguas y Residuos.

## ECUACIONES DEL MODELO MATEMÁTICO ASM1 EN NOTACIÓN MATRICIAL.

Component →	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9		10	11	12	13	Process Rate, $\rho_j$ [ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> ]									
j	Process ↓	$S_T$	$S_S$	$X_I$	$X_S$	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	$X_P$	$S_O$	$S_{NO}$		$S_{NH}$	$S_{ND}$	$X_{ND}$	$S_{ALK}$										
1	Aerobic growth of heterotrophs		$\frac{1}{Y_H}$			1			$\frac{1-Y_H}{Y_H}$			$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$									
2	Anoxic growth of heterotrophs		$\frac{1}{Y_H}$			1				$\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{1-Y_H}{14 \cdot 2.86 Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_F X_{B,H}$									
3	Aerobic growth of autotrophs						1		$-\frac{4.57}{Y_A} + 1$	$\frac{1}{Y_A}$		$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7 Y_A}$	$\hat{\mu}_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{B,A}$									
4	'Decay' of heterotrophs				$1-f_p$	$-1$		$f_p$								$b_H X_{B,H}$									
5	'Decay' of autotrophs				$1-f_p$		$-1$	$f_p$								$b_A X_{B,A}$									
6	Ammonification of soluble organic nitrogen											1	$-1$		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{ND} X_{B,H}$									
7	'Hydrolysis' of entrapped organics		1			$-1$										$k_h \frac{X_S / X_{B,H}}{K_X + (X_S / X_{B,H})} \left[ \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$									
8	'Hydrolysis' of entrapped organic nitrogen												1	$-1$		$\rho_N (X_{ND} / X_S)$									
Observed Conversion Rates [ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> ]											$\eta = \sum_j v_{ij} \rho_j$					$\eta = \sum_j v_{ij} \rho_j$									
Stoichiometric Parameters: Heterotrophic yield: $Y_H$ Autotrophic yield: $Y_A$ Fraction of biomass yielding particulate products: $f_p$ Mass N/Mass COD in biomass: $i_{XB}$ Mass N/Mass COD in products from biomass: $i_{XP}$											Soluble inert organic matter [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Readily biodegradable substrate [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Particulate inert organic matter [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Slowly biodegradable substrate [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Active heterotrophic biomass [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Active autotrophic biomass [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Particulate products arising from biomass decay [M(COD)L <sup>-3</sup> ] Oxygen (negative COD) [M(-COD)L <sup>-3</sup> ] Nitrate and nitrite nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ]					NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /NH <sub>3</sub> nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ] Soluble biodegradable organic nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ] Particulate biodegradable organic nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ] Alkalinity - Molar units					Kinetic Parameters: Heterotrophic growth and decay: $\hat{\mu}_H, K_S, K_{O,H}, k_{ND}, b_H$ Autotrophic growth and decay: $\hat{\mu}_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ Correction factor for anoxic growth of heterotrophs: $\eta_F$ Ammonification: $k_a$ Hydrolysis: $k_h, K_X$ Correction factor for anoxic hydrolysis: $\eta_h$				

**VALORES TÍPICOS DE LOS PARÁMETROS  
DEL MODELO ASM1 A pH NEUTRO.**

IAWQ model parameters	symbol	unit	20 °C	10 °C
<i>Stoichiometric parameters</i>				
Heterotrophic yield	$Y_H$	g cell COD formed (g COD oxidized) <sup>-1</sup>	0.67	0.67
Autotrophic yield	$Y_A$	g cell COD formed (g N oxidized) <sup>-1</sup>	0.24	0.24
Fraction of biomass yielding particulate products	$f_P$	dimensionless	0.08	0.08
Mass N/mass COD in biomass	$i_{XB}$	g N (g COD) <sup>-1</sup> in biomass	0.086	0.086
Mass N/mass COD in products from biomass	$i_{XP}$	g N (gCOD) <sup>-1</sup> in endogenous mass	0.06	0.06
<i>Kinetic parameters</i>				
Heterotrophic max. specific growth rate	$\hat{\mu}_H$	day <sup>-1</sup>	6.0	3.0
Heterotrophic decay rate	$b_H$	day <sup>-1</sup>	0.62	0.20
Half-saturation coefficient (hsc) for heterotrophs	$K_S$	g COD m <sup>-3</sup>	20	20
Oxygen hsc for heterotrophs	$K_{O,H}$	g O <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	0.20	0.20
Nitrate hsc for denitrifying heterotrophs	$K_{NO}$	g NO <sub>3</sub> -N m <sup>-3</sup>	0.50	0.50
Autotrophic max. specific growth rate	$\hat{\mu}_A$	day <sup>-1</sup>	0.80	0.30
Autotrophic decay rate	$b_A$	day <sup>-1</sup>	0.20	0.10
Oxygen hsc for autotrophs	$K_{O,A}$	g O <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	0.4	0.4
Ammonia hsc for autotrophs	$K_{NH}$	g NH <sub>3</sub> -N m <sup>-3</sup>	1.0	1.0
Correction factor for anoxic growth of heterotrophs	$\eta_g$	dimensionless	0.8	0.8
Ammonification rate	$k_a$	m <sup>3</sup> (g COD day) <sup>-1</sup>	0.08	0.04
Max. specific hydrolysis rate	$k_h$	g slowly biodeg. COD (g cell COD day) <sup>-1</sup>	3.0	1.0
Hsc for hydrolysis of slowly biodeg. substrate	$K_X$	g slowly biodeg. COD (g cell COD) <sup>-1</sup>	0.03	0.01
Correction factor for anoxic hydrolysis	$\eta_h$	dimensionless	0.4	0.4

## Script de Datos para obtener el diseño en Matlab R2017a.

```
%% DATOS

YA=0.24;
YH=0.67;
fp=0.08;
iXB=0.086;
iXP=0.06;
uH_dias=2;
uH=uH_dias/24;
Ks=20;
KOH=0.2;
KNO=0.5;
bH_dias=0.62;
bH=bH_dias/24;
nb=0.8;
nh=0.4;
Kx=0.03;
kh=3/24;
uA_dias=0.8;
uA=uA_dias/24;
bA_dias=0.04; % d^-1
bA=bA_dias/24;
KNH=1;
KOA=0.4;
KA=0.08/24;
Kla=20;
Ssat=8.6;
I=0.02; %mg/L
KI=0.005; %mg/L

%Datos iniciales para arranque de programa.

XS0=0; % g/m^3
S0=700; % g/m^3 (DQO)
XBH0=2397*0.8; % g/m^3 (SST bacterias heterótrofas)
XBA0=2397*0.2; % g/m^3 (SST bacterias autótrofas)
SO0=1; % g/m^3
SNO0=0; %nitrito y nitrato
SNH0=16.5;
SND0=6.7; %nitrógeno soluble orgánico y degradables
XND0=0;
SALK0=175;
```

## HOJA DE EXCEL PARA LA AMORTIZACIÓN DE LOS COSTES DE INVERSIÓN DEL REACTOR

Período	Cuota	Intereses	Amortización	Capital vivo	Capital Amortizado
0				186.870,68 €	
1	22.045,63 €	10.838,50 €	11.207,13 €	175.663,55 €	11.207,13 €
2	22.045,63 €	10.188,49 €	11.857,15 €	163.806,40 €	23.064,28 €
3	22.045,63 €	9.500,77 €	12.544,86 €	151.261,54 €	35.609,14 €
4	22.045,63 €	8.773,17 €	13.272,46 €	137.989,07 €	48.881,61 €
5	22.045,63 €	8.003,37 €	14.042,27 €	123.946,80 €	62.923,88 €
6	22.045,63 €	7.188,91 €	14.856,72 €	109.090,08 €	77.780,60 €
7	22.045,63 €	6.327,22 €	15.718,41 €	93.371,67 €	93.499,01 €
8	22.045,63 €	5.415,56 €	16.630,08 €	76.741,60 €	110.129,08 €
9	22.045,63 €	4.451,01 €	17.594,62 €	59.146,98 €	127.723,70 €
10	22.045,63 €	3.430,52 €	18.615,11 €	40.531,87 €	146.338,81 €
11	22.045,63 €	2.350,85 €	19.694,79 €	20.837,08 €	166.033,60 €
12	22.045,63 €	1.208,55 €	20.837,08 €	0,00 €	186.870,68 €