



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA  
CAMPUS D'ALCOI

**Grado de Ingeniería Química**

---

**Diseño de un SBR a  
escala piloto combinado  
con un sistema de  
ozonización para eliminar  
fangos en exceso**

---

TRABAJO FINAL DE GRADO

Alcoy, julio de 2017

Presentado por:  
MARTA CROS MARTÍNEZ

Dirigido por:  
MARÍA FERNANDA LÓPEZ PÉREZ



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA  
CAMPUS D'ALCOI

DISEÑO DE UN SBR A ESCALA PILOTO COMBINADO CON  
UN SISTEMA DE OZONIZACIÓN PARA ELIMINAR FANGOS  
EN EXCESO

## RESUMEN

Actualmente, los sistemas más comunes utilizados para el fango en exceso que se produce en un tratamiento biológico son espesamiento, estabilización (química, física o biológica) y deshidratación.

En este trabajo se plantea un estudio de ozonización del fango en exceso con el fin de eliminar y degradar, los fangos del SBR para mantener constante la concentración de estos dentro del reactor. También se estudia la evolución de los parámetros de salida del reactor biológico, en este caso un SBR, además del diseño de una planta piloto del sistema de tratamiento de fangos.

Además también se encuentra el estudio económico y presupuesto de la planta piloto para conocer el coste de producción de una planta de estas características.

## ÍNDICE GENERAL

### ÍNDICE DE LA MEMORIA

1.	Introducción	1
2.	Objetivos	9
3.	Metodología experimental	10
3.1.	Equipos y características generales	10
3.1.1.	Reactor SBR	10
3.1.2.	Ozonizador	13
3.2.	Análisis para los parámetros del reactor SBR	14
3.2.1.	Sólidos decantados	14
3.2.2.	Sólidos en suspensión	15
3.2.3.	DQO de entrada y de salida	17
3.2.4.	Turbidez	17
3.2.5.	Conductividad y pH	18
3.2.6.	Índice fangos	19
3.3.	Análisis para la ozonización	21
4.	Resultados experimentales	22
4.1.	Fangos en exceso	22
4.2.	Sólidos totales en suspensión y rendimiento	23
4.3.	Sedimentabilidad y turbidez	25
4.4.	Conductividad y pH	28
4.5.	Índice de fangos	29
4.5.1.	Proceso de aclimatación	30
4.5.2.	Proceso de ozonización	32
4.6.	Conclusiones experimentales	35
5.	Diseño del reactor SBR para la planta piloto	37
6.	Diseño del reactor de ozono para la planta piloto	45
7.	Características generales de la planta piloto	47
8.	Equipos de la planta piloto	53
9.	Estudio económico y presupuesto	64
9.1.	Inversión inicial	64
9.1.1.	Costes financieros y amortización	65
9.2.	Costes	66
9.2.1.	Costes de explotación	66



9.2.1.1.	Costes directos	67
9.2.1.2.	Costes indirectos	69
9.2.1.3.	Costes fijos	69
9.2.1.4.	Gastos del periodo	70
9.2.2.	Costes de producción	70
10.	Conclusiones	72
11.	Bibliografía	73

#### ÍNDICE DE LOS ANEXOS

<b><i>ANEXO 1: DATOS EXPERIMENTALES Y CONSTANTES CINÉTICAS PARA EL CÁLCULO DEL TIEMPO DEL SBR EN MATLAB</i></b>	<b>78</b>
<b><i>ANEXO 2: - MATRIZ ESTEQUIOMÉTRICA DEL ASM1: CINÉTICA DE LOS PROCESOS Y PARÁMETROS ESTEQUIOMÉTRICOS DEL MODELO DE LODOS ACTIVADOS</i></b>	<b>79</b>
<b><i>ANEXO 3: PRESUPUESTO DEL GENERADOR DE OZONO</i></b>	<b>80</b>
<b><i>ANEXO 4: HOJA DE EXCEL PARA EL CÁLCULO DE LAS AMORTIZACIONES DE LA INVERSIÓN INICIAL</i></b>	<b>81</b>
<b><i>ANEXO 5: PRESUPUESTO DE LOS REACTIVOS UTILIZADOS PARA EL ALIMENTO DEL REACTOR SBR</i></b>	<b>82</b>



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA  
CAMPUS D'ALCOI

DISEÑO DE UN SBR A ESCALA PILOTO COMBINADO CON  
UN SISTEMA DE OZONIZACIÓN PARA ELIMINAR FANGOS  
EN EXCESO

# **MEMORIA**

## 1. Introducción

Las estaciones depuradoras de agua residual, presentan la función principal de recoger las aguas residuales ya sean industriales o de una población, tratarlas y devolverlas a un cauce ya sea un río, un embalse o el mar. Su funcionamiento viene determinado por un conjunto de tratamientos (*Figura 1.1*), estos se pueden clasificar como [1]:

- Pretratamiento: a partir de este, se pretende eliminar componentes voluminosos y abrasivos del agua residual que no pueden llegar a las unidades donde son realizados los tratamientos. Se utilizan dispositivos como:
  - Pozo de gruesos, que retiene sólidos pesados de gran tamaño.
  - Desbaste de gruesos y finos, encargados de retener sólidos flotantes tanto pequeños como grandes.
  - Desarenado-desengrasado, retiene las arenas, grasas y aceites.
- Tratamiento primario: consiste básicamente en la eliminación de sólidos en suspensión que lleva el agua residual. Este tratamiento suele realizarse a partir de un proceso de coagulación, floculación y decantación en un decantador primario en el cual se emplea la gravedad para que sedimenten los sólidos.
- Tratamiento secundario: tratamientos donde se elimina la contaminación disuelta en el agua. Normalmente, se realiza a partir de bacterias que se encargan de convertir la materia orgánica, disuelta en el agua, en sus componentes minerales, pudiendo separarse posteriormente del agua por decantación.
- Tratamiento terciario: son los tratamientos físico-químicos que se encargan de afinar algunas características del efluente de la depuradora. Algunos de ellos son reducir el contenido de fósforo y/o nitrógeno, eliminar microorganismos patógenos, detergentes...
- Línea de fangos: se denomina línea de fangos a los tratamientos que se le realizan a los sólidos concentrados de los tratamientos anteriores. Los lodos procedentes de las decantaciones reciben un tratamiento especial:
  - Espesamiento, para eliminar parte del agua de los fangos primarios y secundarios, se puede realizar a partir de diferentes métodos como son: espesador por gravedad, espesador de flotación o centrífuga.
  - Estabilización, se pretende disminuir la materia orgánica del fango. Se utilizan los siguientes métodos: digestión aerobia, digestión anaerobia, estabilización química e incineración.
  - Deshidratación, se persigue eliminar agua del producto final para que puedan ser transportados y tratados como residuo sólido urbano, incineración, como compostaje, abono...

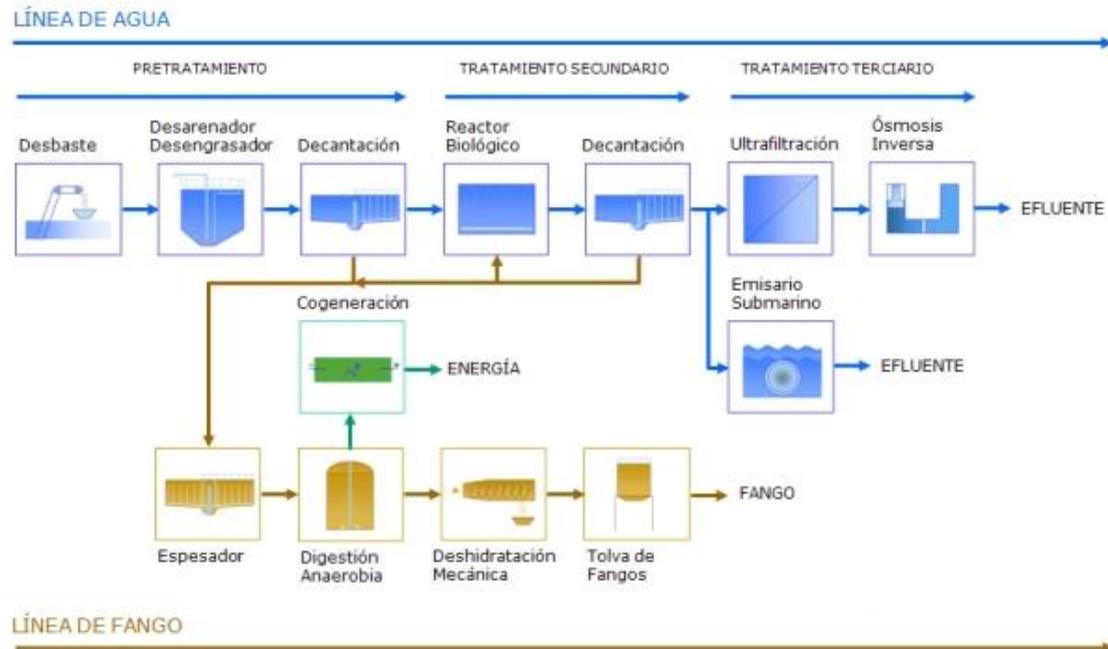


Figura 1.1. Esquema de los tratamientos en una E.D.A.R (Fuente: “Grupo Volund Fabricación y mantenimiento de maquinaria industrial – EDAR Depuración aguas.”)

### Reactor SBR

Una de las partes más importantes de las estaciones depuradoras de aguas residuales son los reactores biológicos. Los sistemas aeróbicos de tratamiento de aguas residuales, aprovechan la capacidad de los microorganismos de asimilar materia orgánica y nutrientes como nitrógeno y fósforo disueltos en el agua residual para su propio crecimiento, en presencia de oxígeno [2].

Los reactores biológicos secuenciales (SBR) son reactores discontinuos donde el agua residual es mezclada con un lodo biológico en un medio aireado. Es el único proceso biológico que combina en un mismo tanque reacción, aireación y clarificación (Figura 1.2.). La utilización de un único tanque reduce de forma exhaustiva la inversión necesaria. Otras características que destacan en los SBR son la facilidad para el control de la operación, la buena flexibilidad ante fluctuaciones de caudal y concentración de las aguas residuales, y los buenos resultados obtenidos en el tratamiento de compuestos refractarios a los sistemas biológicos convencionales. Los reactores secuenciales de flujo discontinuo están siendo actualmente los más utilizados en el tratamiento y depuración de aguas residuales industriales y urbanas.

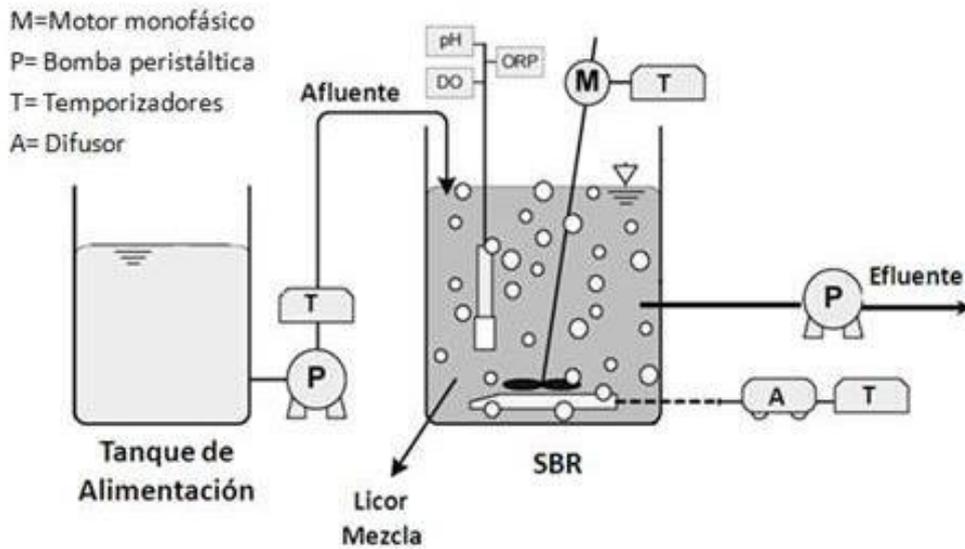


Figura 1.2. Esquema de un reactor SBR (Fuente: Carrasquero-Ferrer, et al., 2014)

El sistema de los reactores biológicos secuenciales de flujo discontinuo consta de, al menos, cuatro etapas cíclicas, las cuales son: llenado, reacción, decantación y extracción, como puede observarse en la *Figura 1.3*. La extracción se realiza tanto de lodos como de efluente de agua.

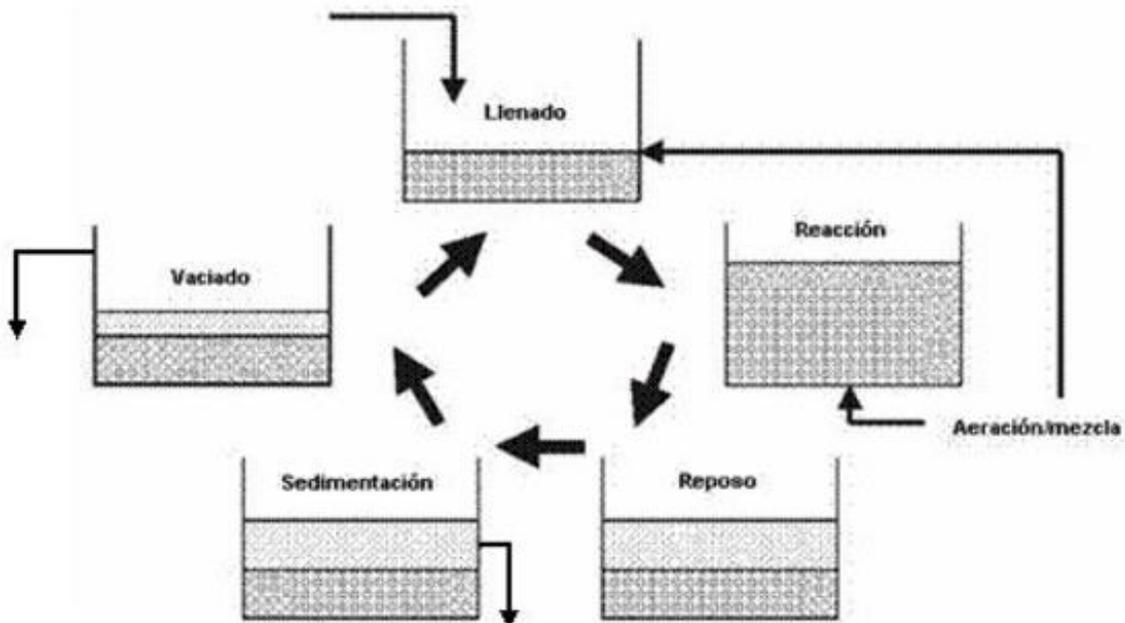


Figura 1.3. Esquema del proceso de operación del SBR (Fuente: Grupo de Procesos y Sistemas de Ingeniería Ambiental, Universidad Autónoma de Madrid)

En la primera etapa, el llenado, es en la cual se introduce el agua residual al sistema. Este llenado se realiza bajo condiciones estáticas aunque en algunas ocasiones puede realizarse de forma dinámica si se produce durante la etapa de reacción.

En la segunda etapa, la de reacción, se mezcla el agua residual de forma mecánica para eliminar las posibles espumas superficiales y para preparar a los microorganismos para recibir el oxígeno ya que es en esta etapa en la cual se inyecta aire al sistema. En esta etapa los resultados varían dependiendo de la duración que tenga. Esta etapa puede dividirse en dos fases diferentes en las que se produce la degradación biológica, la fase aerobia y la fase anóxica. La fase aerobia es la fase en la cual el reactor esta en continua agitación mecánica y aireación, es la fase en la cual se produce degradación de la materia orgánica y el proceso de nitrificación. Mientras que a la fase anóxica no se le inyecta aire, aunque si se mantiene en agitación, es en esta fase en la cual se produce el proceso de desnitrificación.

El proceso de nitrificación- desnitrificación es un proceso microbiológico y tiene como objetivo la eliminación del nitrógeno existente en el medio. Como muestra la *Figura 1.4*, la nitrificación es el proceso en el cual el amonio es oxidado, a partir de bacterias autótrofas como son las nitrobacter y nitrosomonas, a nitrato. Esto ocurre en presencia de oxígeno es decir, en la fase aerobia. El proceso de nitrificación puede ocurrir en dos fases diferenciadas, primero de amonio a nitrito a partir de las nitrosomonas y la segunda fase de nitrito a nitrato a partir de las nitrobacter. Por otra parte el proceso de desnitrificación es el encargado de reducir el nitrato a nitrógeno molecular gas a partir de bacterias heterótrofas como pueden ser las bacterias bacillus o pseudomonas, esto ocurre en ausencia de oxígeno (fase anóxica). De esta manera como el nitrógeno molecular es un gas inerte y componente mayoritario de la atmosfera, es expulsado a la atmosfera sin ningún inconveniente.

Las bacterias autótrofas utilizan como fuente de carbono una fuente inorgánica, como puede ser el  $\text{CO}_2$  o el bicarbonato mientras que las bacterias heterótrofas utilizan como fuente de carbono para su crecimiento compuestos orgánicos [3].

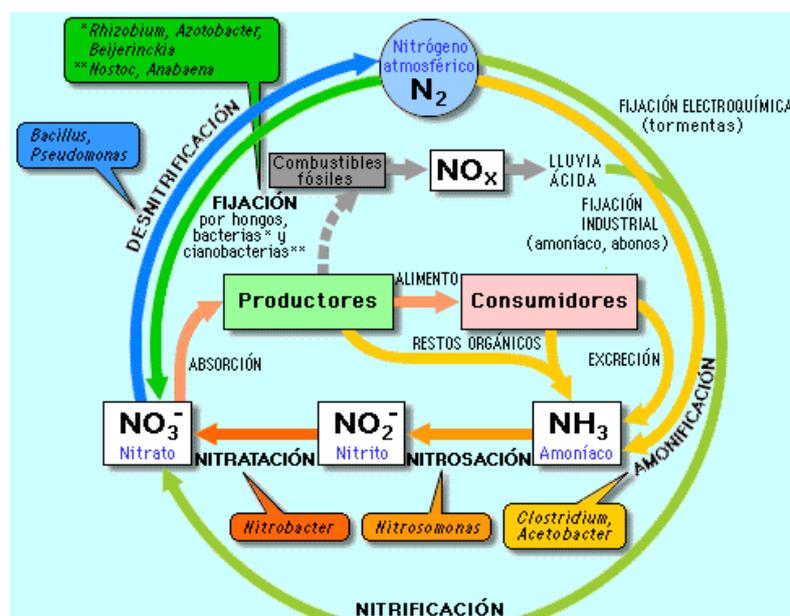


Figura 1.4. Ciclo del nitrógeno (Fuente: La guía de química)

En la etapa de decantación, la tercera, el tanque se encuentra en condiciones de reposo para que los lodos sean capaces de decantar.

En la última fase, la de extracción, el agua ya tratada es retirada del tanque mediante un sistema llamado eliminación de sobrenadante superficial. A su vez, también es posible extraer una cantidad de lodos generados para mantener la concentración de estos constante en el reactor

Los tiempos de retención y las cargas varían con cada reactor y básicamente dependen de la medida de carga de agua residual específica. Normalmente, los sistemas SBR trabajan con un tiempo de retención de uno a diez días y un tiempo de retención celular (edad de fango) de diez a quince días. La concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla o sólidos en suspensión totales (SST), en el reactor suele mantenerse entre 1500 y 5000 mg/l. El control de estos sistemas se puede llevar a cabo de forma automatizada utilizando temporizadores y/o sensores [4].

Los Reactores biológicos secuenciales de flujo discontinuo, SBR, presentan unas ventajas respecto a los procesos continuos, algunas de ellas son las siguientes [5]:

- Existe efluente de mayor calidad y menor cantidad de sólidos en suspensión, gracias a, la decantación estática y controlada que permite el sistema.
- Mayor resistencia a variaciones bruscas de temperatura, ya que permite controlar los ciclos de carga de agua bruta, estableciendo criterios de cómo, cuanto y cuando realizarlos.
- Bajo requerimiento de espacio, ya que se requiere un solo tanque para realizar todo el proceso.
- Se logra una mayor estabilidad y flexibilidad.
- Permiten mayor control sobre el crecimiento de microorganismos filamentosos y problemas de decantación.
- Los costes de inversión son menores ya que no requieren de los típicos decantadores secundarios.
- Diseño compacto

Todo reactor biológico presenta, una producción de fangos que es necesario tratar y gestionar. La gestión de estos fangos presenta una legislación propia.

#### ***Legislación de los lodos de depuradoras***

Según los datos del Registro Nacional de Lodos, en España se producen anualmente alrededor de 1.200.000 toneladas (en materia seca, m.s.) de estos lodos de depuradora [6].

Estos lodos o fangos, tienen su propia legislación, fundamentada principalmente en el contenido de metales pesados contenidos. Como se menciona en el PLAN NACIONAL INTEGRADO DE RESIDUOS PARA EL PERIODO 2008-2015 [7]:

*Los lodos de depuradora de aguas residuales urbanas están regulados por las normas sobre residuos con la particularidad de que su aplicación como fertilizante o como enmienda orgánicos debe ajustarse a las siguientes disposiciones:*

*“Real Decreto 1310/1990, de 29 de octubre, por el que se regula la utilización de los lodos de depuración en el sector agrario. Con este Real Decreto se establecen una serie de controles por parte de las comunidades autónomas para el seguimiento y utilización de los lodos en la actividad agraria y se crea el Registro Nacional de Lodos (RNL)”.*

*“Orden de 26 de octubre de 1993 sobre utilización de los lodos de depuradora en agricultura, establece las exigencias del suministro de información al RNL sobre producción de lodos y cantidades destinadas a los suelos agrícolas”.*

*“Real Decreto 824/2005, de 8 de julio, sobre productos fertilizantes. Regula las enmiendas orgánicas elaboradas con residuos orgánicos entre los que se incluyen los lodos de depuradora”.*

Algunos de los objetivos de esta legislación son los siguientes:

1. Mejorar el sistema de información sobre la gestión de los lodos. Valorar de forma precisa la contribución de los lodos a la emisión de gases de efecto invernadero (GEI). En la actualidad puede estar sobrevalorada. Mejorar el control de las aplicaciones agrícolas garantizando el uso adecuado de los lodos en el suelo.
2. Impulsar la coordinación entre las distintas Administraciones y Agentes privados e involucrados en la gestión de los lodos (Departamentos de Medio Ambiente, Agricultura, Saneamiento y Calidad de Aguas).
3. Aplicar la política de gestión de residuos a la gestión de los lodos. Intensificar la cooperación entre los responsables de saneamiento y de gestión de residuos.
4. Seguir incidiendo en la prevención de la contaminación de los lodos de depuradora (LD) en el origen.
5. Garantizar la capacidad de almacenamiento de los LD, de aquellos destinados a su valorización agrícola y asegurar infraestructuras para el tratamiento y la eliminación.
6. Minimizar el consumo energético procedente de fuente no renovable en los tratamientos aplicados a los lodos.
7. Seleccionar los tratamientos adecuados en concordancia con el destino final, a costes razonables y ambientalmente sostenibles.
8. Evitar el transporte de los lodos a grandes distancias.
9. Minimizar la cantidad lodos destinados a vertedero.

En definitiva se trata de asegurar la correcta gestión de todos los lodos de depuradora desde su origen hasta su destino final, protegiendo el medioambiente y especialmente el suelo

### ***Alternativa a la línea de fangos tradicional***

El carácter tóxico de algunos lodos de depuradora, las restricciones actuales para el uso de estos en agricultura o el depósito de estos en el vertedero, y por supuesto los

costes asociados a su tratamiento y gestión, hacen prioritario la búsqueda de estrategias que permitan reducir su producción.

Uno de los métodos que se han investigado para reducir la cantidad de lodos es la degradación mediante oxidación química con ozono.

Los fangos son prácticamente el principal subproducto de la depuración de aguas residuales. La gestión de los fangos, la manipulación, el tratamiento y la eliminación del exceso de lodos pueden suponer casi la mitad de los costes de explotación de una E.D.A.R [8], por lo que actualmente se está dedicando especial interés a la técnica de la ozonización, gracias a que el ozono permite la eliminación de compuestos orgánicos, reduciéndose el TOC, olor, color y sabor de las aguas, así como compuestos refractarios (sustancias tóxicas y compuestos farmacéuticos) [9]. Esta técnica consiste en realizar la desintegración y solubilización de los fangos para hacer frente a las limitaciones biológicas en la depuración de aguas. La generación de ozono tiene aplicación en la eliminación de malos olores y desinfección del aire, en el tratamiento y purificación de aguas, y en electro medicina -ozonoterapia-.

El método de oxidación química para la reducción de fangos, la ozonización, utiliza el mecanismo de lisis celular (rotura de la célula). La lisis celular se basa en la biodegradación del material citoplasmático que contiene aminoácidos, enzimas y sustrato orgánico. Esto aporta materia orgánica como alimento a los microorganismos presentes en el biorreactor. Por esta razón se utiliza el ozono como agente oxidante en la reducción de fangos, además oxida materia orgánica poco biodegradable pudiendo hacerla más fácil de asimilar por los microorganismos, parte del carbono orgánico se libera como producto de la respiración celular ( $\text{CO}_2$ ), dando como resultado una reducción global de la producción de biomasa. Un generador de ozono es capaz de producir ozono -una molécula triatómica que contiene tres átomos de oxígeno- artificialmente, mediante la generación de una alta tensión eléctrica (llamada "Efecto corona") que produce ozono, y, colateralmente, iones negativos.

El ozono es un oxidante fuerte y muy reactivo y de baja solubilidad en medio acuoso. Es necesario colocar detectores de ozono en la zona expuesta ya que el ozono puede causar la insensibilidad del sentido olfativo y puede ser pasada por alto alguna fuga. Tras ser empleado en la industria u otras técnicas de forma artificial, para ser liberado de nuevo a la atmósfera debería pasar a través de un equipo destructor de ozono que provoque la descomposición de ozono a oxígeno.

En lugar de extraerse los fangos y ser tratados para su posterior eliminación o deposición, se eliminarían degradándolos mediante oxidación química con ozono, haciendo pasar ozono por los fangos y así poder mantener constante la concentración de sólidos dentro del reactor. Con esto se conseguiría reducir de forma exhaustiva el coste de la depuradora, ya que como se ha comentado anteriormente, casi la mitad del coste está relacionado con el tratamiento y eliminación de los fangos en exceso.

En la siguiente *Tabla 1.1*. se pueden observar algunas de las ventajas y desventajas del tratamiento de aguas mediante ozonización.

*Tabla 1.1. Ventajas e inconvenientes del tratamiento de aguas con ozono*

<b>VENTAJAS</b>	<b>INCONVENIENTES</b>
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Facilidad de producción de ozono desde aire u oxígeno por descargas eléctricas.</li> <li>2. Facilidad de reacción con compuestos orgánicos e inorgánicos debido a su alta reactividad y potencial de reducción.</li> <li>3. No afecta al pH y elimina olores y sabores del agua</li> <li>4. El ozono oxida hierro, manganeso y sulfuros.</li> <li>5. Es uno de los desinfectantes químicos más eficientes, ya que requiere un tiempo de contacto pequeño.</li> <li>6. El ozono es más efectivo que el cloro, cloroaminas y dióxido de cloro para la inactivación de virus, Cryptosporidium y Giardia</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. El ozono es altamente corrosivo y tóxico.</li> <li>2. El coste inicial del equipamiento es alto, y los generadores requieren mucha energía.</li> <li>3. El ozono debe ser generado “in situ” por problemas en el almacenamiento y transporte.</li> </ol>

## 2. Objetivos

1. El objetivo principal de este trabajo es a partir del diseño del volumen a tratar de un SBR a escala piloto comprobar si funciona de forma adecuada una variante para la línea de fangos de una estación depuradora de aguas residuales (E.D.A.R), combinando el SBR con un sistema de ozonización para la eliminación del fango en exceso.
2. Otro objetivo de este trabajo es comprobar, si la degradación de los lodos en exceso mediante oxidación química con ozono, afecta negativamente a los fangos del reactor biológico secuencial o si por el contrario no tienen efecto ninguno en ellos.
3. Estudio de la viabilidad del tratamiento con ozono y comparación con los actuales.

### 3. Metodología experimental

#### 3.1. Equipos y características generales

En la realización de este trabajo se utilizan equipos específicos para obtener los parámetros necesarios. Citaremos algunos de los más importantes y más utilizados a continuación.

##### 3.1.1. Reactor SBR

##### ***Fangos activados***

Los fangos utilizados en la parte experimental de este trabajo tienen como procedencia la estación depuradora de aguas residuales (EDAR) de Alcoy, concretamente de la zona de recirculación del reactor biológico.

Estos fangos presentaban una concentración concreta, por lo que para adaptar los fangos al reactor biológico del montaje experimental es necesario recalcular la concentración de fangos para obtener la concentración de fangos deseada en el volumen de nuestro reactor.

Concentración de fangos deseados  $\rightarrow$  2500 mg/l

Volumen deseado en el reactor  $\rightarrow$  6 L

Sólidos en suspensión totales iniciales  $\rightarrow$  5264 mg/l (parámetro medido cuando se cogieron los fangos de la depuradora)

Por lo que el volumen de fangos activados a añadir al reactor del montaje experimental, será:

$$V \cdot [SST] = V_{deseado} \cdot [SST]_{deseados} \rightarrow V \cdot 5264 \frac{mg}{l} = 6 L \cdot 2500 \frac{mg}{l}$$

$$V = \frac{2500 \frac{mg}{l} \cdot 6 L}{5264 \frac{mg}{l}} = 2.8 L$$

El volumen necesario de fangos activados para tener una concentración de 2500 mg/l en el reactor es de 2.8 litros.

##### ***Montaje experimental***

El reactor utilizado en este trabajo contiene un volumen de 6 litros de agua residual. El montaje experimental del SBR, el cual puede verse en la *Figura 3.1.*, consta de las siguientes partes:

1. Dos bombas centrífugas, una para hacer llegar el alimento al reactor y otra para extraer el agua clarificada

2. Una garrafa para el alimento, almacena el alimento para varios días si es necesario
3. Una garrafa para el agua clarificada, contiene el agua limpia que sale del reactor
4. El reactor biológico, SBR
5. Una bomba peristáltica para extraer los fangos en exceso del reactor
6. Un vaso de precipitados, para depositar el exceso de fangos existentes en el reactor
7. Un agitador y una sonda de aire, necesarias para la fase de reacción.



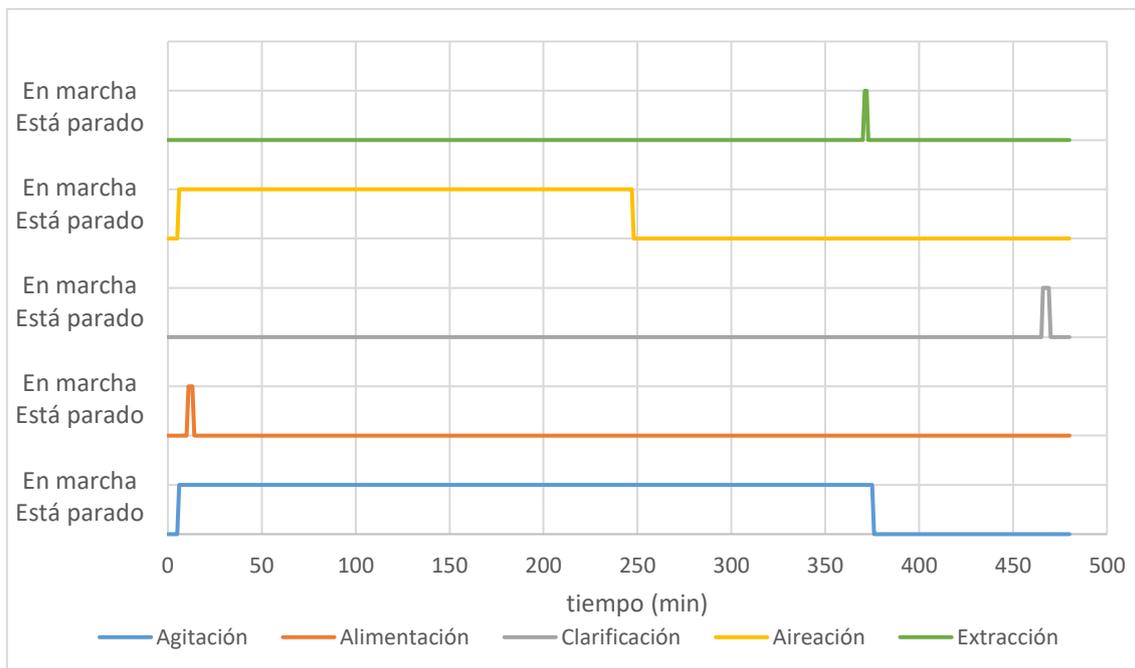
Figura 3.1. Montaje experimental del reactor biológico secuencial discontinuo

### ***Funcionamiento***

Todo el sistema del montaje experimental funciona de forma automatizada, por lo que el equipo, va regido por unos tiempos impuestos. El total de tiempo de un ciclo es de 8 horas y al día se realizan 3 ciclos. Por esta razón, los tiempos con los que se efectúa un ciclo completo (desde que alimenta el reactor hasta que extrae el agua clarificada) no puede superar esas ocho horas.

En primer lugar, el ciclo empieza 5 minutos parado (todas las fases están paradas), una vez pasados los cinco minutos, se ponen en marcha tanto el agitador como el aireador (mientras todo lo demás está parado). A los 10 minutos, mientras el agitador y el aireador están en marcha, empieza a alimentar el reactor durante 3 minutos. Pasados estos 3 minutos, se para de alimentar pero la agitación y la aireación siguen en marcha ya que empieza la reacción aeróbica. La aireación se para a los 247 minutos y se mantiene la agitación hasta los 375 minutos, en este intervalo se produce la fase anóxica. Posteriormente, se para la agitación y el fango comienza a decantar para que el agua clarificada pueda ser extraída. La extracción del agua se produce en el minuto 466 y dura 4 minutos, después vuelve a pararse. Después de esto vuelve a estar todo parado unos minutos hasta que empieza el siguiente ciclo. El fango en exceso es extraído una vez no está en aireación el reactor, se pone en marcha en el minuto 371 y dura 2 minutos, como

se verá más adelante este paso solo se realizó cuando se estaban aclimatando los fangos en el reactor, una vez se empezó a ozonizar este paso no era necesario. Toda esta explicación puede resumirse en la *Gráfico 3.1.* que se encuentra a continuación.



*Gráfico 3.1. Esquema de los tiempos automatizados para realizar el proceso del SBR*

### ***Alimento del reactor***

El reactor biológico secuencial utilizado para este trabajo requiere de un alimento, para que se mantengan los fangos. Este alimento se prepara de la siguiente manera:

Se pesan → 10 gramos de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  *AppliChem Panreac ITW Companies*  
40 gramos de Extracto de carne (DME) *Biokar diagnostics REF: A1710HA*  
10 gramos de Peptona *AppliChem Panreac ITW Companies*  
13 gramos de  $\text{NH}_4\text{Cl}$  *AppliChem Panreac ITW Companies*

Todo esto, se introduce en un matraz aforado de 1 litro, con ayuda de un embudo. A esto se le añaden 20 ml de Etanol puro *Panreac Quimica SAU* y un poco de agua del grifo. Se deja en agitación durante 5 minutos aproximadamente. Cuando ya está todo disuelto, se enrasa con agua del grifo el matraz.

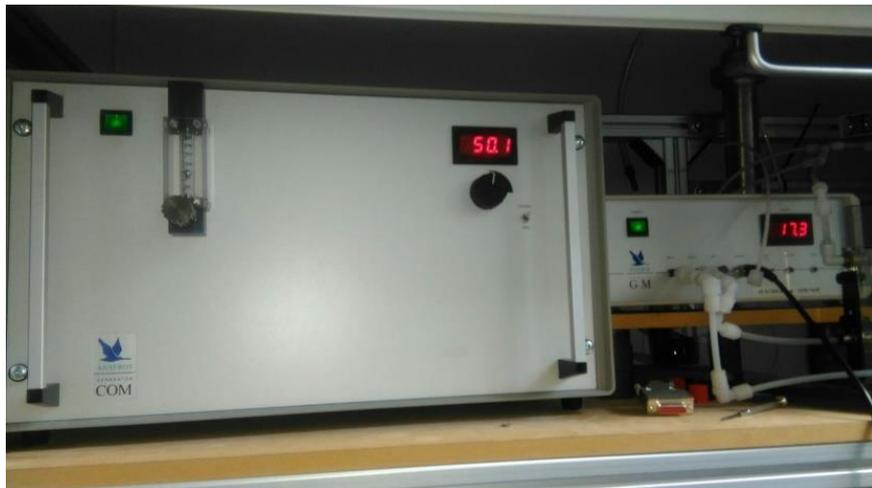
Esta mezcla (el alimento) se introduce en el congelador debido a que su biodegradabilidad es tan alta que no es posible su conservación a 4 °C.

Se alimenta el reactor con 45 ml de alimento para 6 litros (45 ml de alimento y hasta 6 litros con agua) esta cantidad es lo que consume el reactor en un día aproximadamente. Como se ha dicho anteriormente al día se realizan 3 ciclos, por lo que cada ciclo consume 2 litros. Este volumen nos asegura una DQO de entrada de alrededor de 700 mg/l.

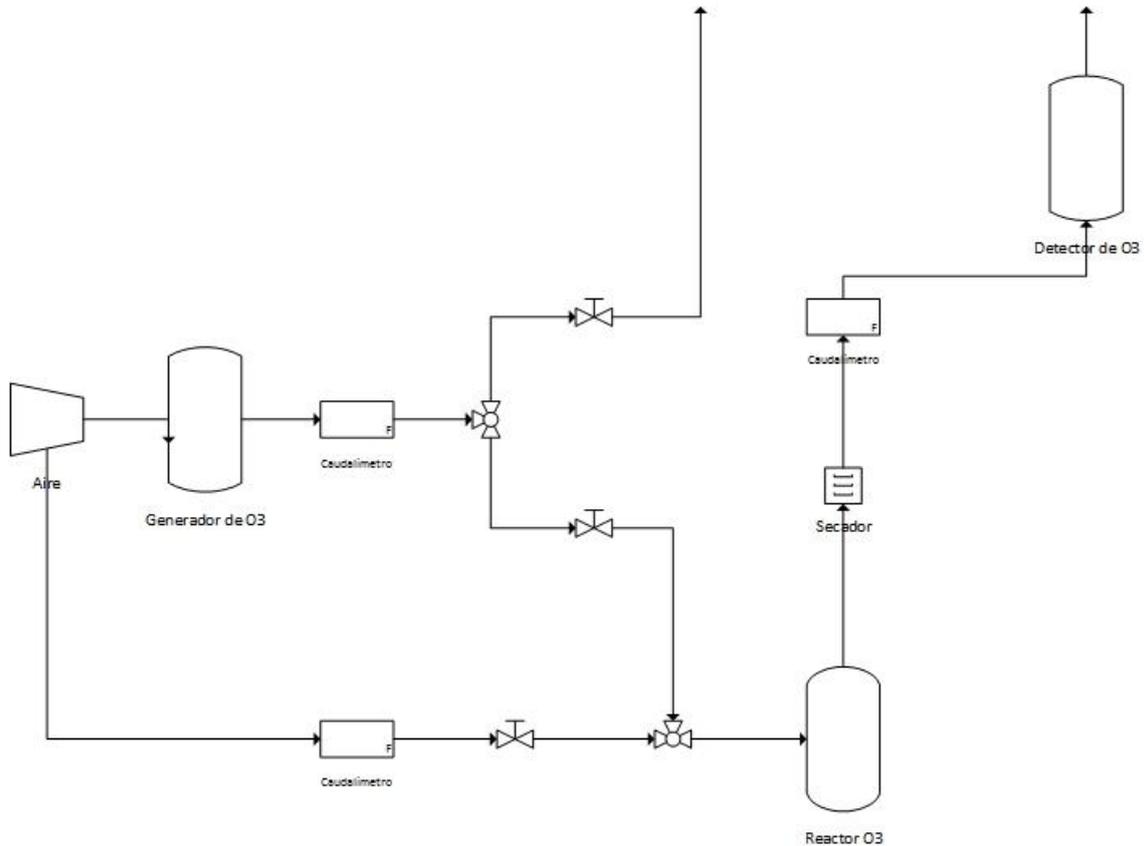
### 3.1.2. Ozonizador

El sistema de ozonización consta de: Un generador de ozono (ANSEROS generator COM), un medidor de la concentración de ozono en estado gas (ANSEROS ozomat GM). También se hace uso de un reactor (a la parte derecha de la fotografía), Para medir los caudales de ozono se han utilizado caudalímetros Cole Parmer.

En la siguiente figura (*Figura 3.2.*) se pueden ver dos fotografías de los equipos del tratamiento con ozono. En la siguiente figura, la *Figura 3.3.* se muestra un esquema del montaje experimental de la parte correspondiente al tratamiento con ozono.



*Figura 3.2. Montaje experimental del ozonizador y reactor de ozono*



*Figura 3.3. Esquema del montaje experimental del ozonizador*

### 3.2. Análisis para los parámetros del reactor SBR

Los parámetros a medir a partir del reactor se realizan cogiendo una muestra del agua residual, esta muestra debe cogerse cuando el reactor se encuentre en la fase anóxica (antes de decantar y alimentar), ya que para realizar la ozonización es recomendable que se haya realizado la desnitrificación. El ozono es un oxidante muy costoso, por lo que se debe ozonizar el fango al final del tratamiento ya que es un oxidante no selectivo, para no utilizar el ozono en oxidar el amonio ni la materia orgánica.

La metodología a seguir para analizar los diferentes parámetros a partir del reactor se describe a continuación.

#### 3.2.1. Sólidos decantados

Cogemos 1 litro del reactor y lo colocamos en un cono de decantación de 1L. Realizándose la  $V_{30}$ , es decir, se deja decantar el fango contenido en el agua residual durante 30 minutos.

Se vuelven a coger del reactor 200 ml, para realizar otra  $V_{30}$  (en una probeta de 200 ml). Cuando han pasado ya los 30 minutos se mide el volumen decantado del litro y de los 200 ml ( $V_{0.30.1L}$  y  $V_{0.30.200ml}$ ).

Una vez pasado los 30 min se ozoniza la muestra de 200 ml y se vuelve a realizar a  $V_{30}$  ( $V_{F,30,200ml}$ ), después de realizar esta medida, se vacían 200 ml del cono de decantación de 1 litro y se introducen los mililitros ozonizados ( $V_{F,30,1L}$ ).



*Figura 3.4. Material utilizado para la obtención de los sólidos decantados*

Se utilizaron conos de decantación (VIT LAB DIN 12672) de 1 litro y probetas de 200 ml, como se observan en la *Figura 3.4*.

### 3.2.2. Sólidos en suspensión

Los sólidos en suspensión se obtienen siguiendo la norma **UNE-EN 872:2006 [10]**: del reactor se cogen 50 ml exactamente, estos se pasan a un matraz aforado (los ml tiene que ser exactos para poder realizar después los cálculos).

Se pesa en una balanza analítica Denver instrument de 4 decimales (*Figura 3.5*), un vidrio de reloj con un filtro de fibra de vidrio FISENETTE de 90 mm de diámetro y un tamaño de poro nominal de  $1.2 \mu\text{m}$ .



*Figura 3.5. Balanza analítica utilizada para la obtención de SST*

Los 50 ml se filtran (utilizando una bomba de vacío DINKO Mod.D-95 con un matraz Kitasato y el embudo Buchner, que puede observarse en la *Figura 3.6.*). Se coloca el filtro con los sólidos filtrados (sólidos en suspensión) en el vidrio de reloj y se deja en la estufa a 105°C durante 1 hora para que se sequen los sólidos filtrados. Una vez que los sólidos se hayan secado, se deja el vidrio de reloj con el filtro en un desecador para que se quite toda la humedad de la muestra (*Figura 3.7.*).



*Figura 3.6. Bomba de vacío utilizada para la obtención de SST*



*Figura 3.7. Estufa y desecador utilizada para la obtención de SST*

Cuando los sólidos ya están totalmente secos y sin humedad, se vuelve a pesar el vidrio de reloj con el filtro que contiene los sólidos en la misma balanza analítica.

El cálculo de los sólidos en suspensión se realizará con la siguiente fórmula.

$$S.S.T = \frac{m_{g\text{despues de filtrar}} - m_{g\text{antes de filtrar}}}{L_{\text{muestra del reactor}}}$$

### 3.2.3. DQO de entrada y de salida

- Para la DQO de entrada → Se cogen del tanque del alimento algo más de 3 ml, cuando este está recién alimentado y perfectamente agitado. Esta cantidad de muestra se filtra a vacío, por si contiene algún tipo de sólidos que interfiera en la medida del analizador de DQO. Una vez filtrada la muestra, se cogen 3 ml de lo que se ha filtrado y se introducen en la cubeta preparada para medir DQO.
- Para la DQO de salida → Se cogen más de 3 ml del tanque con el agua clarificada (agua que se recoge del reactor cuando este decanta). Se filtra a vacío y se cogen 3 ml del filtrado y se introducen en una cubeta preparada con una disolución para la DQO.

Se colocan en el termo reactor (MERCK TR 300) a 148°C durante 2 horas. Una vez pasado este tiempo, se dejan enfriar las cubetas hasta que llegue a temperatura ambiente y se mide la DQO del influente y la del efluente a partir de un fotómetro (Spectroquant® NOVA 60). Se pueden observar el termo reactor a la izquierda de la *Figura 3.8.* y el fotómetro a la derecha de la misma.

A partir de la DQO se puede obtener el rendimiento del reactor gracias a la fórmula siguiente

$$\text{Rendimiento} = \frac{DQO_{\text{entrada}} - DQO_{\text{salida}}}{DQO_{\text{entrada}}} \cdot 100$$



*Figura 3.8. Termo reactor y fotómetro utilizados para la obtención de la DQO*

### 3.2.4. Turbidez

Se coge un volumen de agua una vez se ha dejado decantar ( $V_{30}$ ) la muestra y se introduce en el Turbidímetro DINKO Mod.D-112 (*Figura 3.9.*), dándonos éste el valor de turbidez en unidades NTU. Para conocer como varía la turbidez una vez se introduce

el ozono a la muestra, este análisis se realiza dos veces. Se mide la turbidez, antes de ozonizar la muestra y después de haberse realizado la ozonización a la muestra



*Figura 3.9. Turbidímetro*

### 3.2.5. Conductividad y pH

Se realiza un seguimiento del pH del influente y del efluente del reactor biológico secuencial utilizando un pHmetro GLP 22 CRISON, así como de la conductividad con la utilización de un conductímetro GLP 31 CRISON (*Figura 3.10.*). Este análisis es realizado para llevar un seguimiento y que el pH y la conductividad sean los adecuados durante todo el proceso experimental.



*Figura 3.10. Conductímetro y pHmetro*

### 3.2.6. Índice fangos

En este trabajo se hará mención a las características macroscópicas y microscópicas de los fangos antes y después de ser ozonizados. Para esto se hará uso de los parámetros que se encuentran en la *Tabla 3.1.* [11].

Como características macroscópicas se definen aquellas que se pueden observar a simple vista, estas son extraídas del aspecto del fango activo y del clarificado de la  $V_{30}$ .

Como características microscópicas se entienden aquellas que pueden ser observadas por el microscopio VisiCam 13 (*Figura 3.11.*). La muestra utilizada para observar los parámetros microscópicos debe ser agitada con suavidad para homogenizar sin causar rotura en los flóculos. Para analizar este parámetro, se extrae una muestra del reactor SBR, una vez esté ha sido alimentado y está en aireación, con esta muestra se obtienen los parámetros antes de ozonizar los fangos. También se coge una muestra una vez se ha ozonizado el fango para medir los parámetros después de ozonizar los fangos.



*Figura 3.11. Microscopio utilizado para obtener las características microscópicas de los fangos*

El valor final de índice de fangos es la suma de puntuaciones para ambas características. En este valor final se definen cinco categorías, cada una de las cuales alude a una calidad distinta del fango *Tabla 3.2.* [11].

Las características macroscópicas tienen un valor máximo de 30 unidades sobre el valor del IF y las microscópicas una puntuación máxima de 70, ya que son estas últimas, las que definen con mayor exactitud el índice de fangos.

*Tabla 3.1. Valoración del IF*

<b>CARACTERÍSTICAS MACROSCÓPICAS</b>		
Turbidez	Alta	0
	Media	4.5
	Baja	9
Flóculos en suspensión	Alta	0
	Media	4.5
	Baja	9
Sedimentabilidad	Alta	9
	Media	4.5
	Baja	0
Olor	Correcto	3
	Incorrecto	0
<b>CARACTERÍSTICAS MICROSCÓPICAS</b>		
Forma	Regular	4
	Irregular	0
Tamaño	Grande	4
	Medio	7
	Pequeño	0
Estructura	Compacta	18
	Media	9
	Abierta	0
Textura	Fuerte	4
	Débil	0
Cobertura	<10 %	0
	10-50 %	7
	>50 %	3.5
Filamentos en flóculos	>20	0
	5-20	7
	<5	14
Filamentos en disolución	Alta	0
	Baja	3
Diversidad de Protozoos	>7 especies	13
	4-7 especies	7
	<4 especies	0
<b>ÍNDICE DE FANGO</b>	<b>TOTAL</b>	

*Tabla 3.2. Categorías del IF*

<b>ÍNDICE DE FANGOS:</b>
<i>0-20 pésimo</i>
<i>20-40 malo</i>
<i>40-60 regular</i>
<i>60-80 bueno</i>
<i>80-100 óptimo</i>

### 3.3. Análisis para la ozonización

Para realizar la ozonización de los fangos debemos de seguir las siguientes pautas:

1. Coger 200 ml del reactor SBR para la realización de su  $V_{30}$  ( $V_{0.30.200ml}$ ), una vez medido el volumen sedimentado, se mezcla de nuevo y se llevan al reactor donde se le somete a ozono.

2. Se ozoniza el fango durante 2 minutos, midiendo caudales de entrada y concentración de ozono a la salida del reactor.

3. Posteriormente, se realiza una  $V_{30}$  a los 200 ml ( $V_{F.30.200ml}$ ) y una  $V_{30}$  ( $V_{F.30.1L}$ ) a 1 litro de agua. Se deja decantar los 200 ml y una vez ha decantado se incorpora a 800 ml procedentes del reactor, para realizar la  $V_{30}$  de 1 litro.

Para determinar parámetros como, el tiempo de ozonización, la concentración de ozono administrada y la cantidad de fango en exceso a extraer, se han seguido los trabajos encontrados en bibliografía.[12][13][14][15].

## 4. Resultados experimentales

Se han realizado diferentes ensayos con la finalidad de conocer la evolución que presentan los fangos en el reactor biológico y así poder obtener las condiciones de operación para el diseño tanto del reactor biológico secuencial como del reactor ozonizador.

### 4.1. Fangos en exceso

Antes de empezar a ozonizar se realizaron medidas de diferentes parámetros para conocer la evolución que presentaban los fangos, en la aclimatación de estos, para las nuevas condiciones, en el montaje experimental. Entre los parámetros a medir se encuentra el volumen de fango en exceso, este parámetro es medido solamente en la etapa de aclimatación y no en la de ozonización, ya que los fangos en exceso que deben extraerse del reactor para que no haya acumulación de estos, se eliminan cuando los lodos son sometidos a la oxidación. El ozono oxida los lodos de tal manera que no hace falta extraerlos ni tratarlos ya que son eliminados.

El volumen de fango en exceso extraído durante el periodo de aclimatación, se resume en la siguiente tabla (volumen diario):

*Tabla 4.1. Volúmenes extraídos diarios de fangos en exceso*

<b>Días</b>	10	15	18	23	35	45	52	73	74	78	79
<b>V(ml)</b>	117	230	210	160	220	210	180	200	160	240	175

Este parámetro es necesario medirlo para conocer la variación que hay en los fangos del reactor, ya que este parámetro también influye tanto al rendimiento como a los sólidos en suspensión. A partir de estos volúmenes se puede conocer la edad del fango, realizando una media del volumen diario extraído (*Tabla 4.1.*):

#### *Extracción de fango en exceso para la edad de fango*

El volumen se extraía mediante una bomba peristáltica.

Al día se extraía una media de 191.09 ml

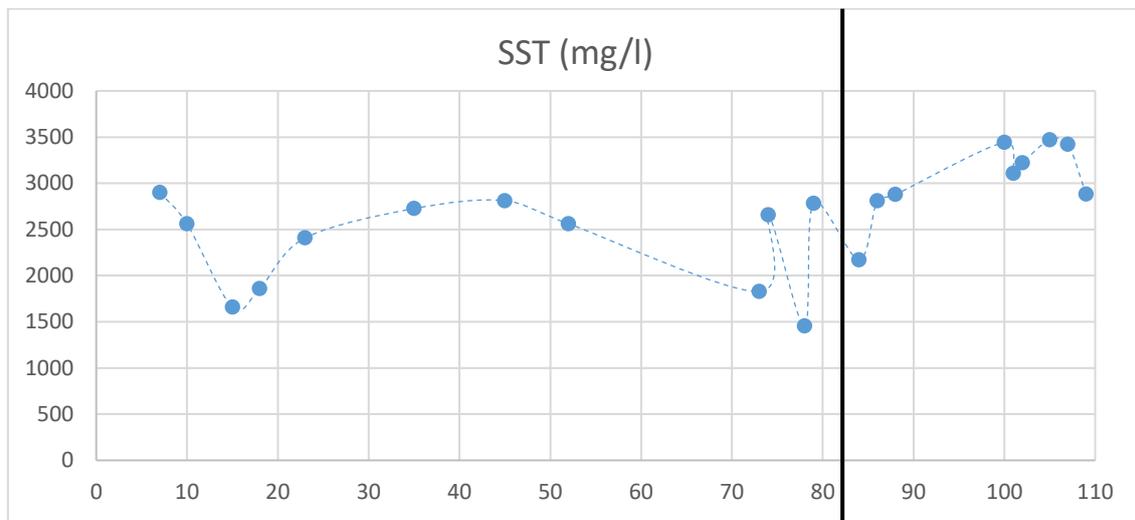
$$\text{Edad de fango} = \theta = \frac{X \cdot V}{Q \cdot X} = \frac{2500 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 6 \text{ l}}{0.19109 \frac{\text{l}}{\text{día}} \cdot 2500 \frac{\text{mg}}{\text{l}}} = 20.93 \text{ días} = 31 \text{ días}$$

La edad del fango, representa la relación, expresada en días, entre la masa de fangos en el reactor y la masa de fangos eliminada del reactor diariamente. Coincide también, con el tiempo de retención del fango en el reactor [16]. En los fangos activados hay una fauna modificada, fundamentalmente bacteriana, pero que al aumentar la edad de los fangos se va enriqueciendo en protozoos y rotíferos [17].

Un fango con una edad de fango de 31 días es un fango viejo, como una baja producción de lodo pero también una lenta degradación de la materia orgánica.

## 4.2. Sólidos totales en suspensión y rendimiento

A continuación, se observa la evolución temporal de los sólidos en suspensión totales (*Gráfico 4.1.*) y del rendimiento del reactor SBR (*Gráfico 4.2.*) tanto en el proceso de aclimatación como en el proceso de ozonización. La línea negra divisoria en los dos gráficos marca cada uno de los procesos, a la izquierda de la línea se encuentra el proceso de aclimatación de los fangos y a la parte derecha de esta, el tiempo en el que se realizó la ozonización de los fangos.



*Gráfico 4.1. Evolución temporal de los sólidos en suspensión totales*

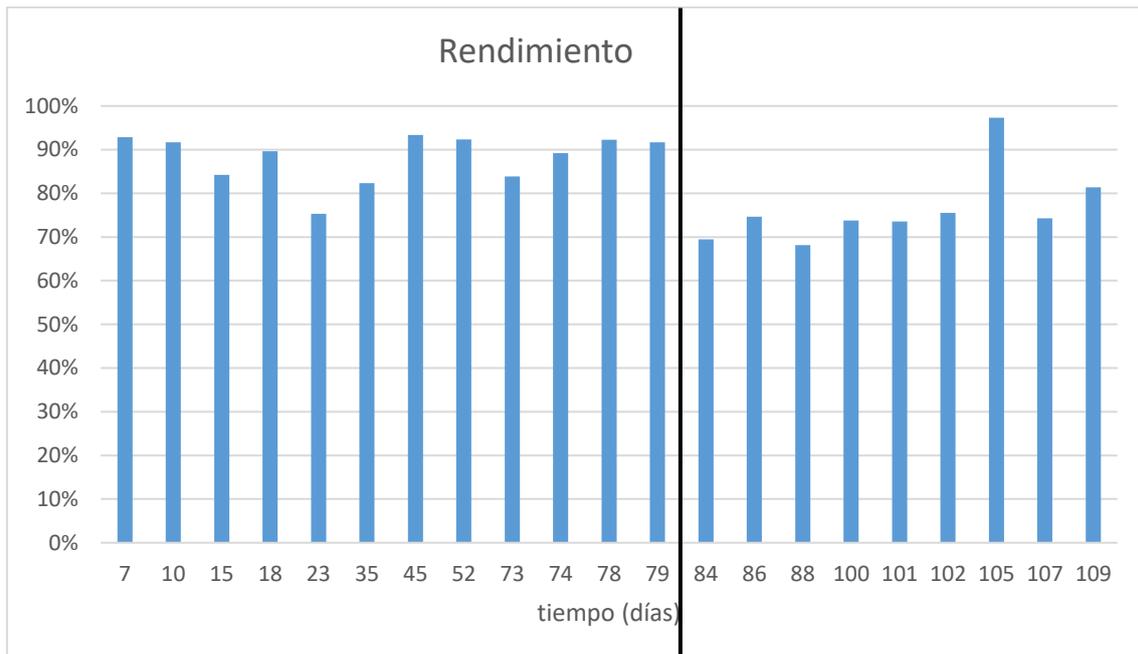
Teniendo en cuenta que la concentración de sólidos en el reactor debe de mantenerse en 2500 mg/l ya que es el valor con el que se ha realizado la adaptación de los fangos de origen a nuestro reactor, se pueden observar diferentes factores en el *Gráfico 4.1.:*

Primero, puede verse una disminución en la concentración de sólidos, puesto que es necesario unos días para que los fangos se aclimaten al reactor y puedan conseguir el valor de concentración deseado.

Por otra parte, puede verse como antes de empezar a ozonizar, en el proceso de aclimatación, los sólidos se mantienen más constantes ya que se encuentran muy próximos a los 2500 mg/l que son los SST deseados en el reactor, este hecho puede asegurarnos que los fangos en exceso que se extraen son los adecuados ya que no hace incrementar ni disminuir la concentración de manera brusca. En cambio, una vez se empieza el proceso de ozonizar los fangos, se van incrementando los sólidos en suspensión totales con el tiempo, esto hace referencia a que la cantidad que se está ozonizando diariamente (200 ml) no es suficiente o también que la concentración de ozono que se le hace pasar a los fangos es baja, hay que recordar que una vez se empieza a ozonizar se anula la extracción de fangos en exceso porque esa cantidad es la que debe eliminarse aplicando el ozono. Por lo que, ozonizando de esta manera no se llega a eliminar lo necesario para que los sólidos se mantengan en los 2500 mg/l, como sucedía

en el proceso de aclimatación, realizando la extracción. Para que la concentración de los SST se mantuviera constante en 2500 mg/l durante el proceso de ozonización habría que incrementar: el tiempo de ozonización, la concentración de ozono o la cantidad de fango que se introduce en el reactor de ozono.

A partir de las DQO del influente y efluente del reactor, puede ser conocido el rendimiento, el cual se observa en el *Gráfico 4.2*. A partir de este gráfico pueden mencionarse las siguientes observaciones:



*Gráfico 4.2. Evolución temporal del rendimiento del reactor SBR*

Como puede observarse en el *Gráfico 4.2*, el rendimiento en el proceso de aclimatación es bastante elevado, no bajando este del 75 %, este hecho nos confirma que el reactor funcionaba correctamente y de forma eficiente. Al mismo tiempo, entre el último día que se realizó el proceso de aclimatación y el primer día que se realizó el proceso de ozonización hubo problemas en el laboratorio y el autómatas se mantuvo desconectado durante unos días, esos días se produjo un aumento de la edad de fango lo que produjo una disminución en el rendimiento. Esta es la razón por la que, en el proceso de ozonización el rendimiento no es tan elevado como en el de aclimatación.

Por otro lado, puede verse como a lo largo del proceso de ozonización el rendimiento no disminuye, por lo que se puede decir, que el hecho de tratar los fangos con ozono, no afecta en absoluto al rendimiento del reactor biológico secuencial. También, se puede observar como en el proceso de ozonización, se va incrementando de forma paulatina el rendimiento, esto nos indica que no solo no afecta el ozono al reactor sino que, elimina el fango necesario para que el reactor funcione de forma correcta. Aunque como se ha mencionado anteriormente, habría que variar algunos factores para que el proceso de ozonización fuera el deseado y de esta manera mantuviera la concentración de sólidos en suspensión en 2500 mg/l.

Se midieron algunos otros parámetros aparte de los sólidos en suspensión total y DQO, durante el proceso de ozonización, para conocer la evolución temporal de este proceso y como este proceso ejerce su efecto sobre el reactor y las variaciones que pueden existir durante todo el proceso.

Entre los parámetros que se han medido se encuentran los sólidos decantados, la turbidez, la conductividad y el pH.

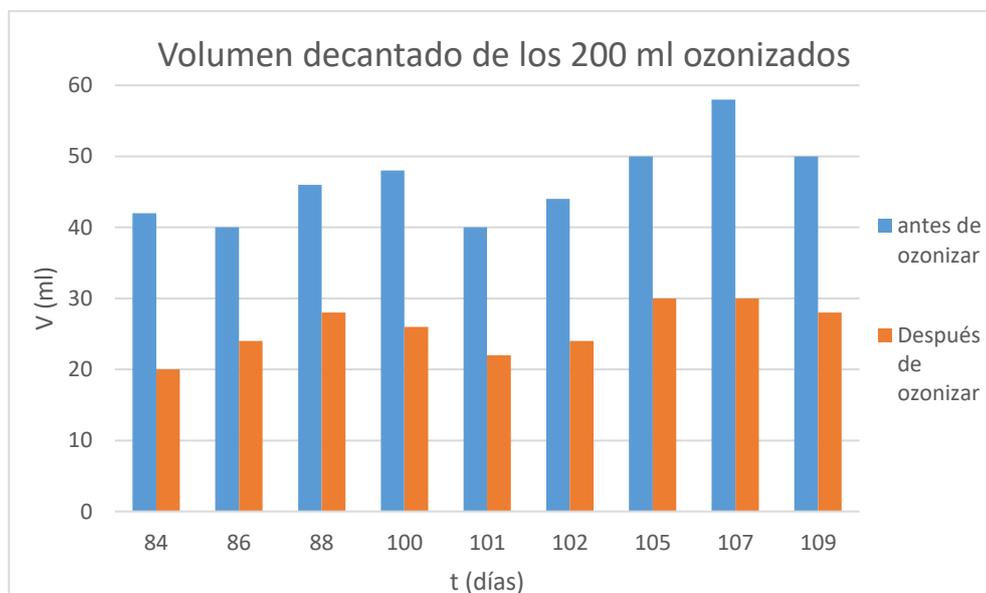
#### 4.3. Sedimentabilidad y turbidez

A partir de los sólidos decantados es posible conocer cómo se encuentran los fangos en el reactor y como la ozonización influye en estos.

Gracias a los valores obtenidos de la *Tabla 4.2.* - *Gráfico 4.3.* se obtienen diferentes observaciones, la primera de ellas es que como muestran los volúmenes, el tratamiento con ozono sí que realiza su función, ya que al realizarse la  $V_{30}$  a la muestra después de que los fangos hayan sido ozonizados, el volumen decantado de lodos es prácticamente la mitad de lo que había antes de ser ozonizada la muestra. Esto indica, que sí que se elimina parte del fango en la ozonización. Por otra parte, los volúmenes a lo largo del tiempo permanecen prácticamente constantes, tanto antes, como después de ozonizar. Esto es debido, a que los sólidos no pierden sus propiedades y los fangos se mantienen en buen estado durante todo el periodo de tiempo.

*Tabla 4.2. Volúmenes decantados antes y después de ozonizar los 200ml*

Días	84	86	88	100	101	102	105	107	109
$V_{0.30.200ml}$ (ml)	42	40	46	48	40	44	50	58	50
$V_{F.30.200ml}$ (ml)	20	24	28	26	22	24	30	30	28

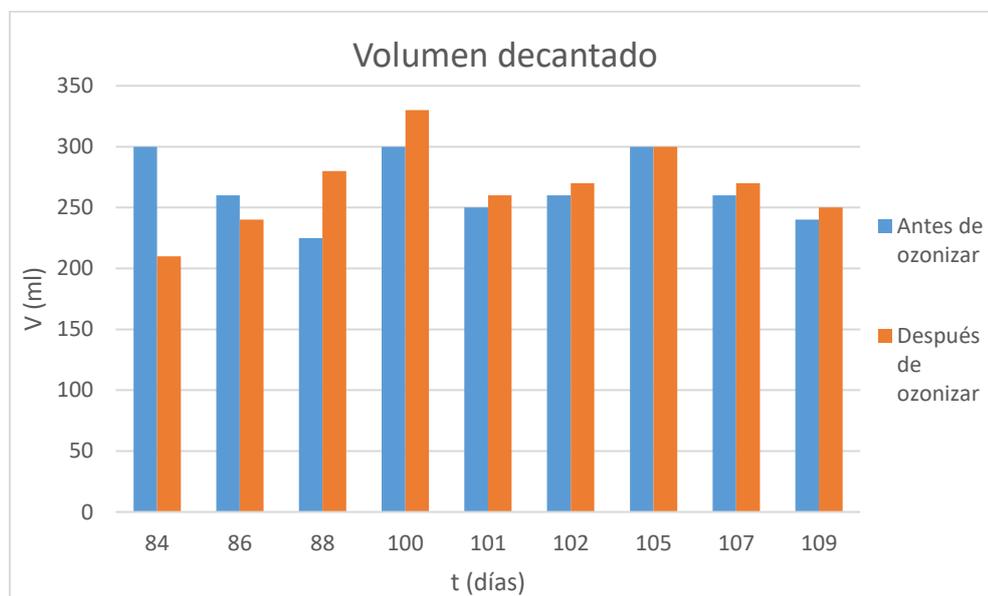


*Gráfico 4.3. Volúmenes decantados antes y después de ozonizar*

Haciendo uso de los volúmenes de los sólidos decantados en el cono de decantación de 1L (*Tabla 4.3 - Gráfico 4.4*) y de los valores de la turbidez medida sobre la muestra a ozonizar antes y después de realizar el tratamiento (*Gráfico 4.5*), se puede llegar a la conclusión que la sedimentabilidad no se ve excesivamente afectada en el proceso de ozonización ya que no se observan grandes diferencias, entre el volumen decantado de fango procedente del reactor ( $V_{0.30.1L}$ ) y el volumen decantado de fango del reactor con la adición de los 200 ml ozonizados ( $V_{F.30.1L}$ ):

*Tabla 4.3. Volúmenes decantados antes y después de ozonizar*

Días	84	86	88	100	101	102	105	107	109
$V_{0.30.1L}$ (ml)	300	260	255	300	250	260	300	260	240
$V_{F.30.1L}$ (ml)	210	240	280	330	260	270	300	270	250



*Gráfico 4.4. Volúmenes decantados antes y después de ozonizar*

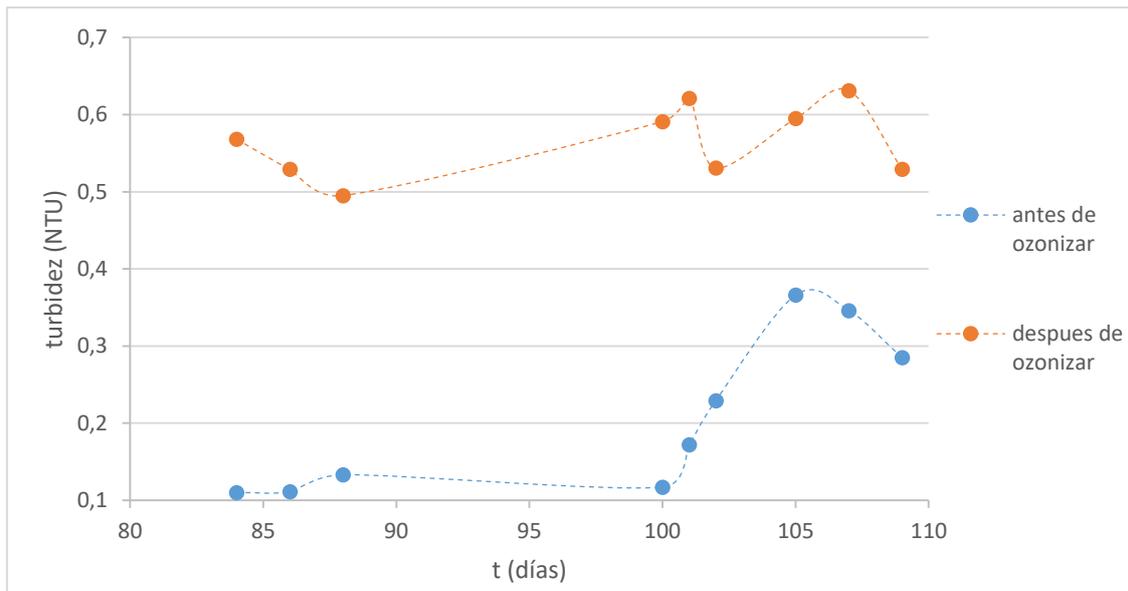


Gráfico 4.5. Evolución temporal de la turbidez

La turbidez, después de que la muestra de los 200 ml haya sido ozonizada, siempre es mayor que antes de ser ozonizada. Esto es debido a que, cuando el fango es sometido a la oxidación del ozono, gran parte de los flóculos existentes en el fango se rompen creando así flóculos más pequeños, estos flóculos pesan menos que los existentes antes de introducir el ozono (son más pequeños, por lo tanto pesan menos) y es por esta razón por la que estos flóculos quedan en suspensión (*Figura 4.1.*) y no son capaces de decantar con los flóculos más pesados. Al quedarse más cantidad de flóculos en suspensión, hace que el agua esté más turbia.

Esto hecho puede relacionarse con la *Tabla 4.3.*, ya que como se puede observar decanta menos cantidad de fango después de que la muestra se haya ozonizado. Por otra parte, puede compararse con el *Gráfico 4.1.* que como se observa los sólidos en suspensión totales del proceso de ozonización aumentan en comparación a los del proceso de aclimatación y esto sucede ya que, como se ha mencionado anteriormente, la cantidad, concentración o tiempo de exposición del ozono con el lodo no es el suficiente. Por esta razón, parte del lodo no queda eliminado por completo y solo se fragmenta dando lugar a lodos con flóculos más pequeños, los cuales se mantienen en suspensión más fácilmente y hacen que el agua esté más turbia, que los sólidos en suspensión sean mayores y que el fango disminuya su capacidad de decantar. Sin embargo, si se habla de la evolución temporal del fango del proceso, no se aprecia ninguna diferencia en la decantación de los lodos ni en la turbidez, ya que con el paso del tiempo los valores se mantienen muy similares.

Por lo que, el tratamiento con ozono afecta de forma notable a las muestras a ozonizar, como se puede ver hay diferencias notables entre la muestra antes de ser ozonizada y después. En cambio, al proceso completo (fangos del reactor), el tratamiento con ozono no le afecta en absoluto.



Figura 4.1. Ejemplo SST después de ozonizar la muestra (día 107)

En las siguientes imágenes (Figura 4.2.) puede observarse como cambia la turbidez antes y después de ser ozonizada una muestra de 200 ml.

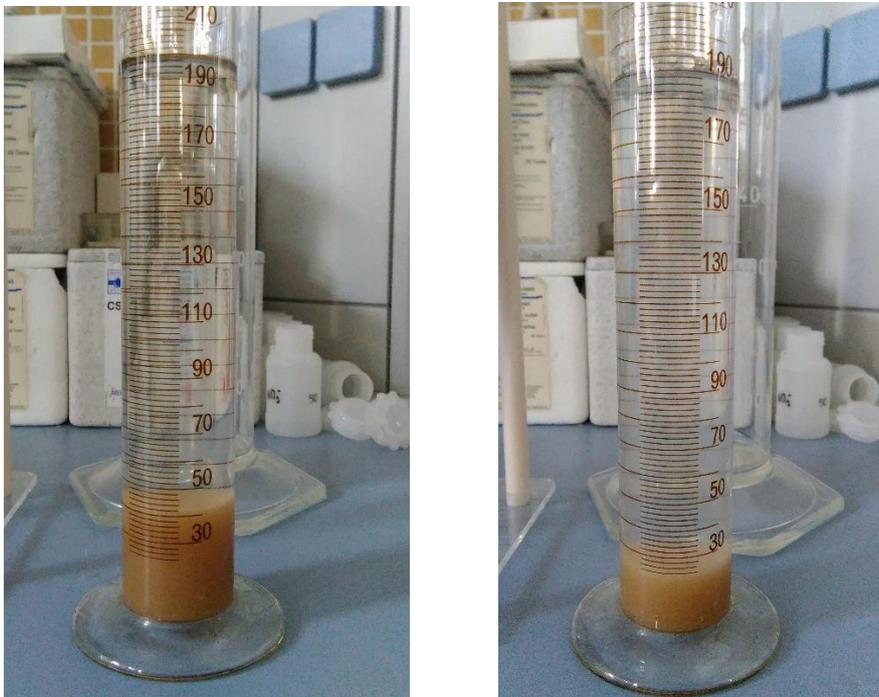


Figura 4.2. Ejemplo turbidez antes y después de ozonizar (día 101)

#### 4.4. Conductividad y pH

Centrándonos en el pH y la conductividad que presentan el influente y el efluente del reactor se puede observar los siguientes factores:

El pH, a partir del *Gráfico 4.6.*, se encuentra durante todo el periodo de tiempo del proceso de ozonización entre 7 y 7.6. Por lo que el pH del medio es adecuado tanto del influente como del efluente, ya que las bacterias necesitan un medio neutro para sobrevivir. También, se puede ver como por lo general el pH del efluente es ligeramente mayor que en el influente.

Respecto a la conductividad, se puede ver en el *Gráfico 4.7.* como esta es menor en el efluente que en el influente. Esto puede deberse a que los fangos retienen sales en

el interior de los flóculos. La conductividad del efluente se encuentra, durante toda la evolución temporal del proceso de ozonización, entre 700 y 800  $\mu\text{s}/\text{cm}$  y la del influente entre 900 y 1150  $\mu\text{s}/\text{cm}$ .

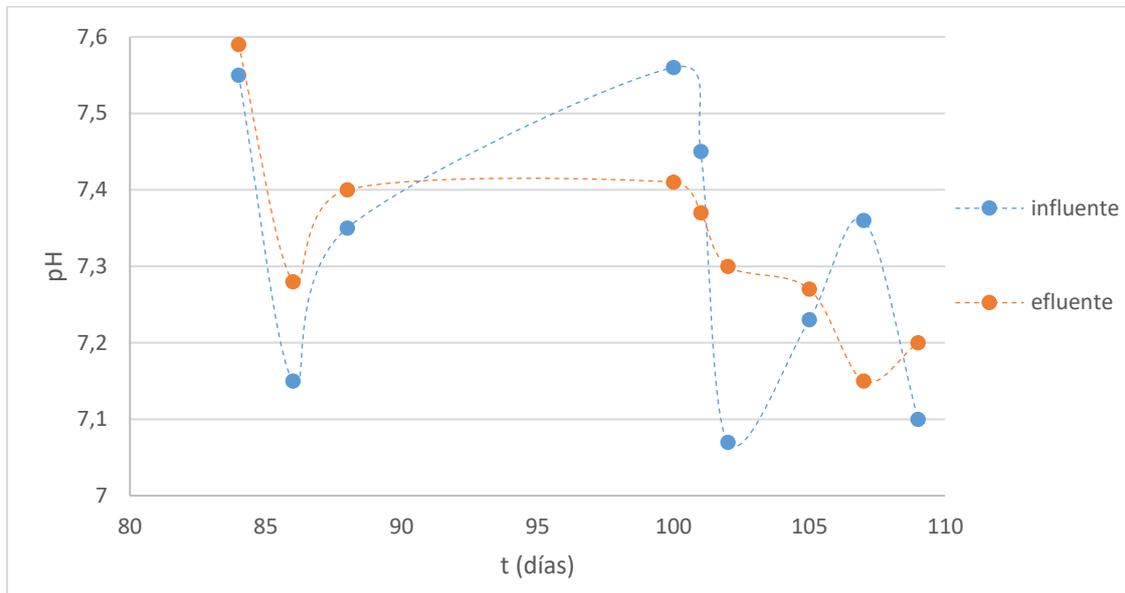


Gráfico 4.6. Evolución temporal del pH en el reactor SBR

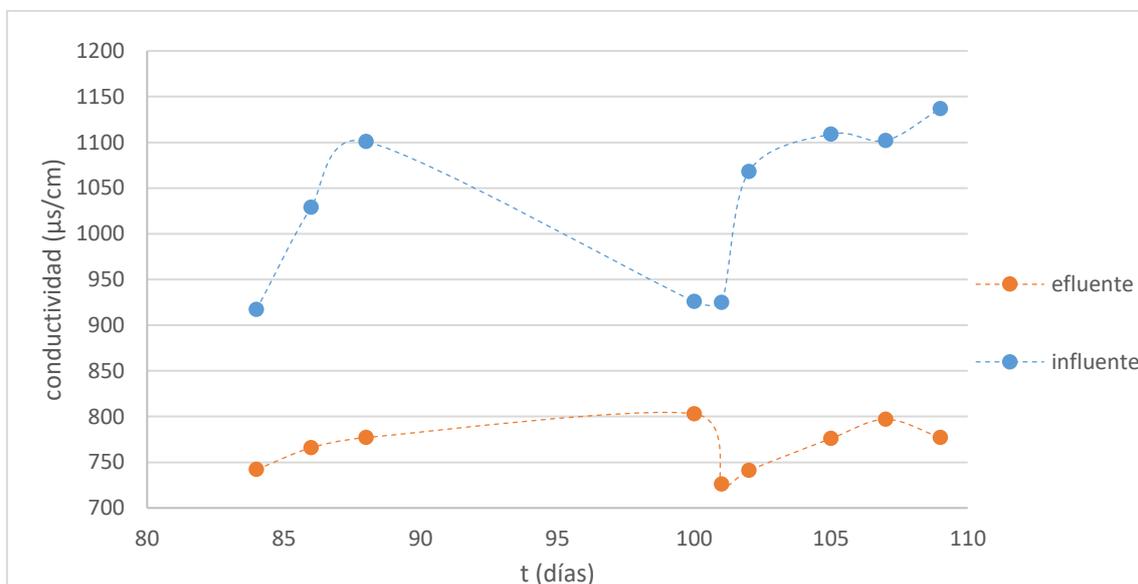


Gráfico 4.7. Evolución temporal de la conductividad en el reactor SBR

#### 4.5. Índice de fangos

A parte de estos parámetros, también se tiene en cuenta la microscopia existente dentro del reactor biológico secuencial. A partir de cada uno de los parámetros y mediciones, se puede realizar el análisis de índice de fango, para conocer si el fango está

en buenas condiciones. Se observó la microscopia tanto en el proceso de aclimatación como en el proceso de ozonización.

#### 4.5.1. Proceso de aclimatación

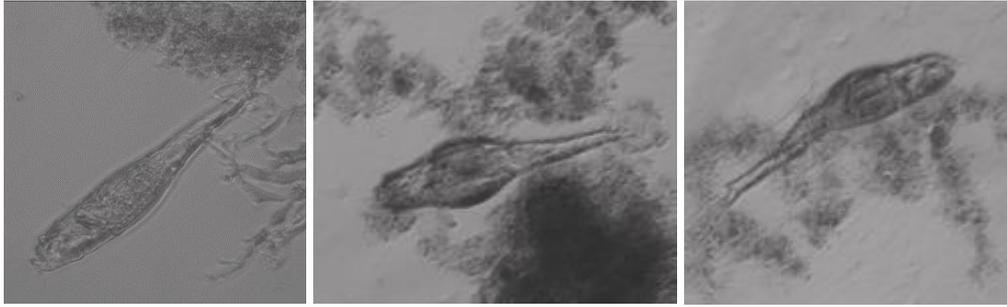
En el proceso de aclimatación se observó la microscopia, para ver la evolución de esta respecto al tiempo y conocer como respondía el fango a la adaptación en el montaje experimental.

Durante todo el periodo de tiempo en el que se realizó la aclimatación, los flóculos del fango, se caracterizaban por presentar forma regular, en general tamaño pequeño y estructura en su mayoría compacta. No se observaban filamentos en los flóculos ni en disolución.

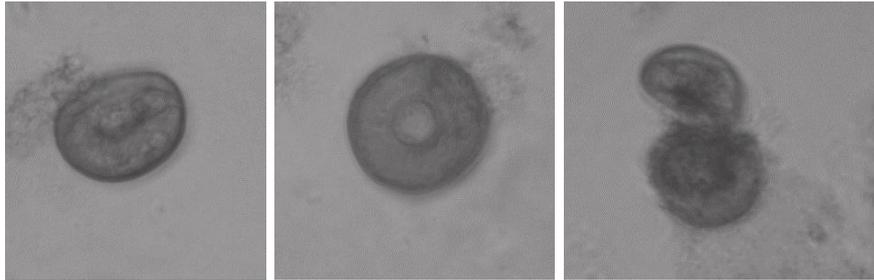
Por otro lado, a lo largo de todo el proceso se pudieron observar diferentes microorganismos, tales como:

- Rotíferos. Se encontraron diferentes tipos de rotíferos: Rotaria sp, Philodina sp y Cephalodella sp. La presencia de este tipo de microorganismo en el fango hace referencia a elevadas edades de fango y a la buena calidad del agua tratada. Como se puede apreciar en el *apartado 3.1.1.* de esta memoria la edad de fango equivale a 21 días.
- Espirotrico. La gran mayoría eran del grupo Reptante bacterívoro, Aspidisca cicada. Esto indica que el fango está bien estabilizado.
- Amebas testáceas, se encontraron en menor cantidad que los microorganismos anteriores. Se pudieron observar: Arcella sp y Pyxidicula sp. La existencia de este microorganismo indica que el reactor presenta buenos rendimientos de depuración, buena oxigenación y nitrificación. A mayor concentración de amebas testáceas, menor carga orgánica y mayores tiempos de retención celular.
- Sésil bacterívoro: oligohimenóforo peritríco. Se observaron varios tipos diferentes: Complejo Vorticella infusionum, Complejo Vorticella microstoma, Carchesium polypinum y Epistylis rotans. Los dos primeros tipos se encontraron, en mayor cantidad, al principio del proceso. Con el paso del tiempo, se iban encontrando más Carchesium polypinum y Epistylis rotans y menos Complejo Vorticella infusionum y Complejo Vorticella microstoma.

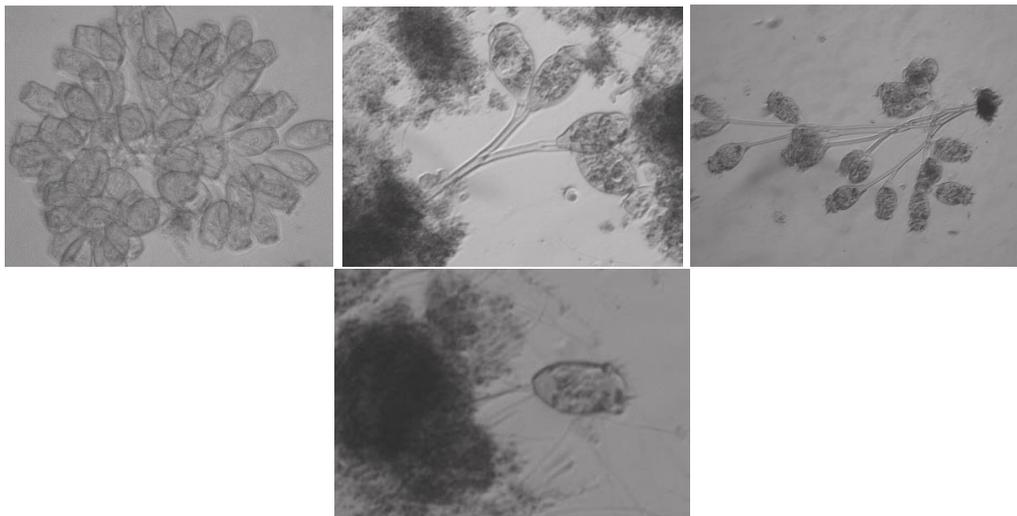
Las Vorticellas indican sobrecargas orgánicas, deficiencia en la oxigenación del reactor y están asociadas a efluentes de baja calidad, estas son las que aparecían en el periodo de aclimatación del reactor debido a las nuevas condiciones de operación del SBR. Mientras que los Carchesium polypinum y Epistylis rotans, indican licor de mezcla de muy buena calidad, buena oxigenación y son indicadores de buena calidad de efluente depurado.



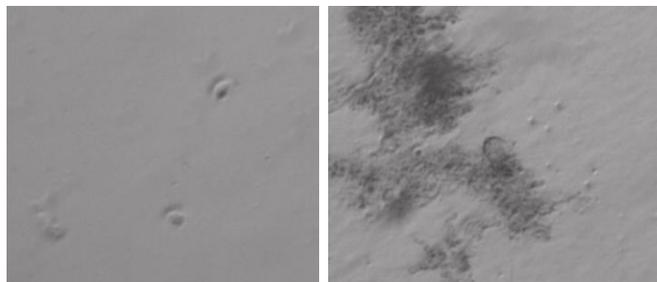
*Figura 4.3. Rotíferos*



*Figura 4.4. Amebas testáceas*



*Figura 4.5. Sésil bacterívoro: oligohimenóforo peritrico*



*Figura 4.6. Aspidisca cicada*

A partir de la microscopia observada durante este proceso, se aprecia como el fango se adapta al montaje experimental de forma adecuada y la evolución es favorable, ya que los microorganismos existentes en el fango indican buena calidad del agua

residual. Esto puede corroborarse a partir del índice de fango, gracias a toda la información de los parámetros medidos y utilizando la *Tabla 3.1.* y la *Tabla 3.2.*:

*Tabla 4.4. Índice de fangos en el proceso de aclimatación*

<b>Propiedades macroscópicas</b>	Turbidez	Baja	9
	Flóculos en suspensión	Baja	9
	Sedimentabilidad	Alta	9
	Olor	Correcto	3
<b>Propiedades microscópicas</b>	Forma	Regular	4
	Tamaño	Pequeño	0
	Estructura	Compacta	18
	Diversidad de protozoos	< 4 especies	0
	Filamentos en flóculos	<5	14
	Filamentos en disolución	Baja	3
<b>TOTAL:</b>			69

Teniendo en cuenta que no se dispone de datos para toda la *Tabla 3.1.* ya que no se conocen los parámetros de textura ni de cobertura. Se parte de un máximo de 89 puntos, por lo que el total de puntos obtenidos, para conocer el índice de fangos en el proceso de aclimatación, es de 77 puntos sobre 100. Haciendo uso de la *Tabla 3.2.* esto nos indica que el índice de fango en el proceso de aclimatación es bueno, casi óptimo.

#### 4.5.2. Proceso de ozonización

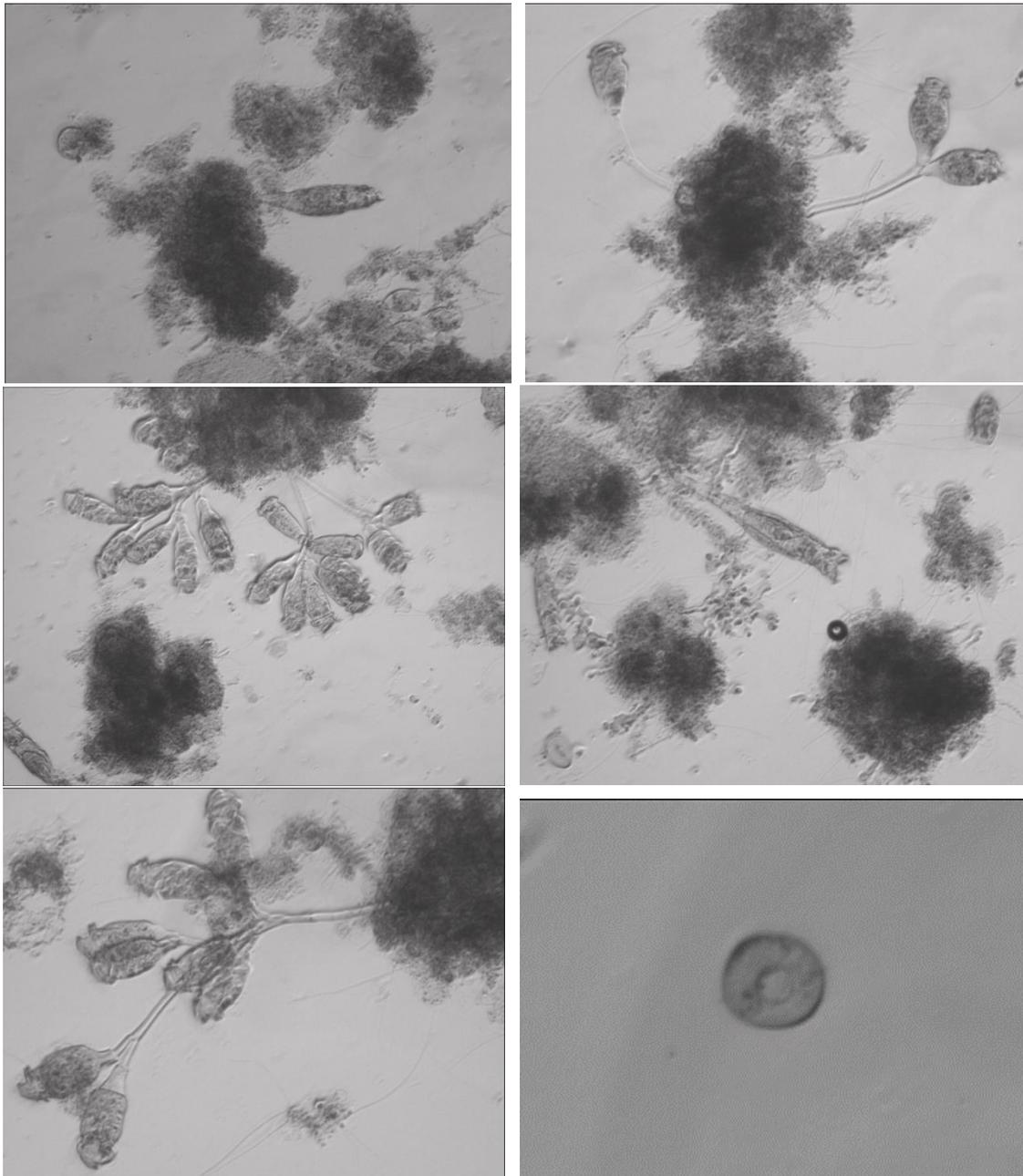
En el proceso de ozonización se observó la microscopia, de la muestra a ozonizar tanto antes como después de la ozonización, para conocer la evolución temporal que presentaban los fangos.

Durante este proceso, antes de que las muestras fueran ozonizadas los flóculos se caracterizaban por presentar forma regular, tamaño pequeño y estructura compacta. Al final de este proceso, se observaron filamentos en los flóculos, aunque no en gran cantidad, esto no resulta perjudicial ya que en pequeña cantidad mejoran la compactación del flóculo, no se observaron filamentos en disolución. Por otro lado, las muestras después de ser ozonizadas se caracterizaban por contener menor cantidad de flóculos. Estos flóculos presentaban forma regular, tamaño más pequeño y estructura compacta por lo general. Se observó presencia de filamentos en los flóculos, aunque este factor podría ser despreciable por la poca cantidad que había y no se observaron filamentos en disolución, este hecho indica que el O<sub>3</sub> ha sido capaz de destruir parte de los flóculos.

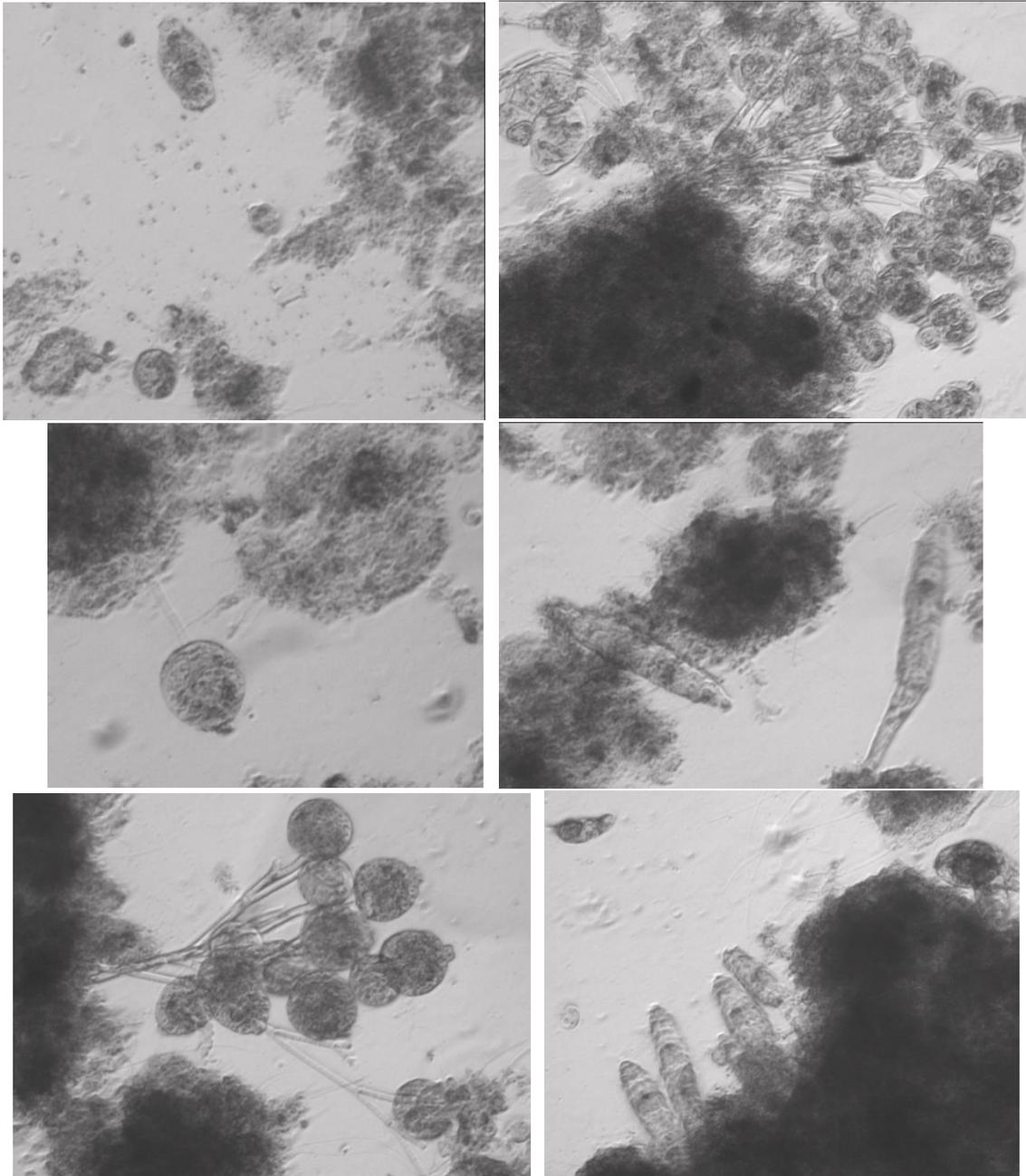
Tanto las muestras antes de ser ozonizadas como las muestras después de ser ozonizadas, presentan prácticamente los mismos tipos de microorganismos. La notable diferencia entre unas y otras, es que después de ozonizar la muestra, existía bastante menos cantidad de flóculos, ya que el ozono al estar en contacto con el fango hace romper los flóculos y/o eliminarlos, al igual que había menos cantidad de microorganismos.

Se encontraron los mismos tipos de microorganismos que en el proceso de aclimatación: Rotaria sp, Philodina sp y Cephalodella sp, Reptante bacterívoro: Espirotrico (*Aspidisca cicada*), Amebas testáceas, *Carchesium polypinum* y *Epistylis rotans* y en menor cantidad también, Complejo *Vorticella infusioformis*.

En la *Figura 4.7.* se pueden observar algunos ejemplos de los microorganismos encontrados en las muestras a ozonizar (200 ml antes del tratamiento con ozono). Mientras que en la *Figura 4.8.* se puede apreciar algunos microorganismos que estaban presente en las muestras de los fangos después de ser estos ozonizados.



*Figura 4.7. Microorganismos de las muestras antes de ser ozonizadas*



*Figura 4.8. Microorganismos de las muestras después de ser ozonizadas*

Los parámetros son obtenidos a partir de las muestras de 200 ml, por lo que, como se puede observar en la *Tabla.4.5.* el fango en las muestras sí que se ve afectado por el ozono, ya que algunas de las propiedades varían dependiendo de si el fango no ha pasado por el tratamiento de ozono o sí. El ozono elimina la mayor parte del fango y de los microorganismos, por lo que es lógico que haya diferencia entre la muestra a ozonizar y la muestra ya ozonizada.

Sin embargo, si se habla del proceso de ozonización completo, el fango no se ve afectado por el tratamiento de ozono. Tanto en la *Tabla.4.4.* como en la *Tabla.4.5.* se obtiene un índice de fango de 69 puntos, esto indica que a lo largo del proceso de ozonización no existen variaciones en la calidad del fango. La evolución temporal de los fangos en el reactor SBR es constante.

*Tabla.4.5.Índice de fangos en el proceso de ozonización*

		<b>Antes de ozonizar</b>		<b>Después de ozonizar</b>	
<b>Propiedades macroscópicas</b>	Turbidez	Baja	9	Media	4.5
	Flóculos en suspensión	Baja	9	Media	4.5
	Sedimentabilidad	Alta	9	Media	4.5
	Olor	Correcto	3	Correcto	3
<b>Propiedades microscópicas</b>	Forma	Regular	4	Regular	4
	Tamaño	Pequeño	0	Pequeño	0
	Estructura	Compacta	18	Compacta	18
	Diversidad de protozoos	< 4 especies	0	< 4 especies	0
	Filamentos en flóculos	<5	14	<5	14
	Filamentos en disolución	Baja	3	Baja	3
	<b>TOTAL:</b>		69		55.5

Teniendo en cuenta que también se parte de un máximo de 89 puntos, ya que no se conocen los parámetros de textura ni de cobertura, se han obtenido un total de 77 puntos sobre 100 para las muestras antes de ser ozonizadas y un total de 62 puntos sobre 100 para las muestras después de ser ozonizadas. Por lo que, a partir de la *Tabla 3.2.* se obtiene un índice de fango bueno para las muestras de antes de ozonizar y un índice de fangos bueno también para las muestras después de ser ozonizadas.

#### 4.6. Conclusiones experimentales

Una vez analizados los diferentes parámetros medidos experimentalmente y realizando comparaciones entre estos diferentes análisis, con el objetivo de relacionar las variables que afectan a los lodos, se pueden obtener las siguientes conclusiones del proceso experimental realizado:

La utilización de la técnica de ozonización, para la degradación de los lodos en exceso de un reactor biológico secuencial, no afecta a los fangos del reactor biológico. Aunque haya diferencia entre la muestra a ozonizar y después de ozonizar, la evolución temporal en el proceso de ozonización no presenta diferencias en comparación con el proceso de aclimatación, claro está que la muestra a la que se le realiza el contacto con ozono va a presentar cambios ya que el ozono es un oxidante no selectivo, pero esto no provoca cambios en las características de los fangos del reactor. Sin embargo la cantidad de ozono aplicado en el proceso es insuficiente, ya que van aumentando los SST, esto es efecto de una insuficiente ozonización, de un tiempo insuficiente de ozonización o de una concentración de ozono, aplicado al fango, incorrecta. Los fangos, después de ser ozonizados, no son eliminados en su totalidad, quedando estos con un tamaño mucho más



pequeño ya que la oxidación los separa entre ellos disgregándolos y esto es lo que provoca que haya más sólidos en suspensión.

Si el proceso de ozonización se realiza de la forma adecuada (suficiente tiempo de ozonización o suficiente concentración de ozono) no se apreciaría ninguna diferencia en los sólidos en suspensión cuando se utiliza la técnica de ozonización y cuando se realiza la extracción de fangos de la forma convencional. Ya que el fango en exceso quedaría eliminado en su totalidad.

## 5. Diseño del reactor SBR para la planta piloto

Se procede a diseñar un reactor SBR a escala piloto, para ello se utilizará un caudal en el reactor de 300 L/día, el cual se ha establecido como base de cálculo.

A partir del procedimiento experimental, se obtienen parámetros de diseño como son la concentración de sólidos totales en suspensión, la d<sub>qo</sub> del influente y del efluente...

Para el diseño del reactor biológico secuencial, se hace uso del programa MATLAB para conocer las variaciones temporales en la fase aerobia y anóxica, de cada una de las variables que es necesario tener en cuenta para el diseño de un SBR, como el oxígeno, amonio, sustrato... Esto es posible gracias a, la utilización de las constantes cinéticas y de los datos obtenidos experimentalmente [Ver anexo 1], que son utilizados como condiciones iniciales para la ejecución del MATLAB. La d<sub>qo</sub> de la corriente de entrada del proceso experimental hace referencia al sustrato, la concentración de bacterias heterótrofas y autótrofas se calcula a partir de la concentración de sólidos en suspensión experimental, la concentración de amonio se obtiene a partir del cloruro de amonio utilizado en el alimento sintetizado...

El modelo utilizado para la obtención de las variables, se denomina **ASM 1: Modelación dinámica de fangos activos [18]**, este modelo consiste básicamente en. Utilizar la d<sub>qo</sub> como parámetro de caracterización. Tiene como propósito simular la degradación de la materia orgánica así como la nitrificación y desnitrificación de los procesos de fangos activos de tipo fango único. La alcalinidad no es esencial para el modelo, es sólo una información adicional para detectar indirectamente los riesgos de cambios en el pH.

Para conocer si los datos experimentales son correspondientes a la simulación del modelo matemático, se compara la d<sub>qo</sub> medida experimentalmente y la obtenida a partir del modelo. Se toman medidas de d<sub>qo</sub> para la fase aerobia (*Gráfico 5.1*) y anóxica (*Gráfico 5.2*). Para realizar la comparación de forma correcta, se han normalizado los valores del sustrato de los dos procesos.

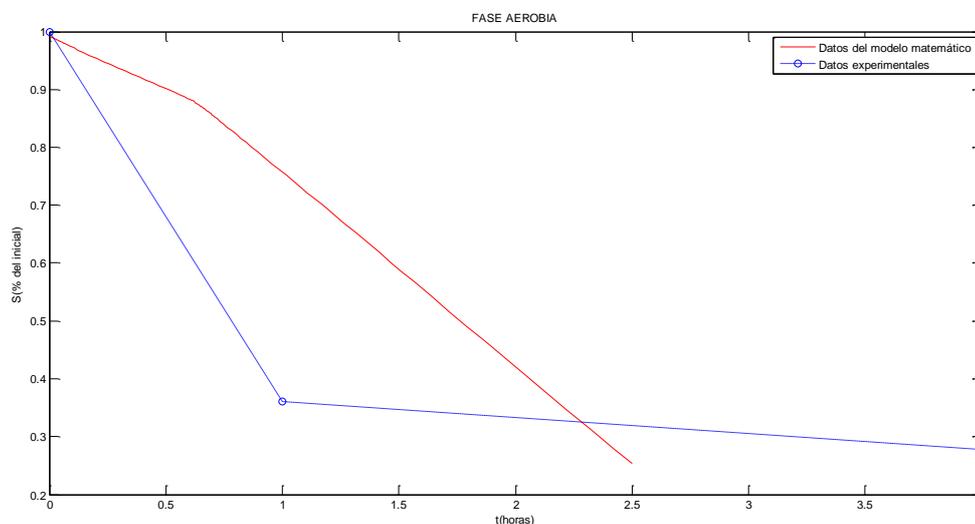
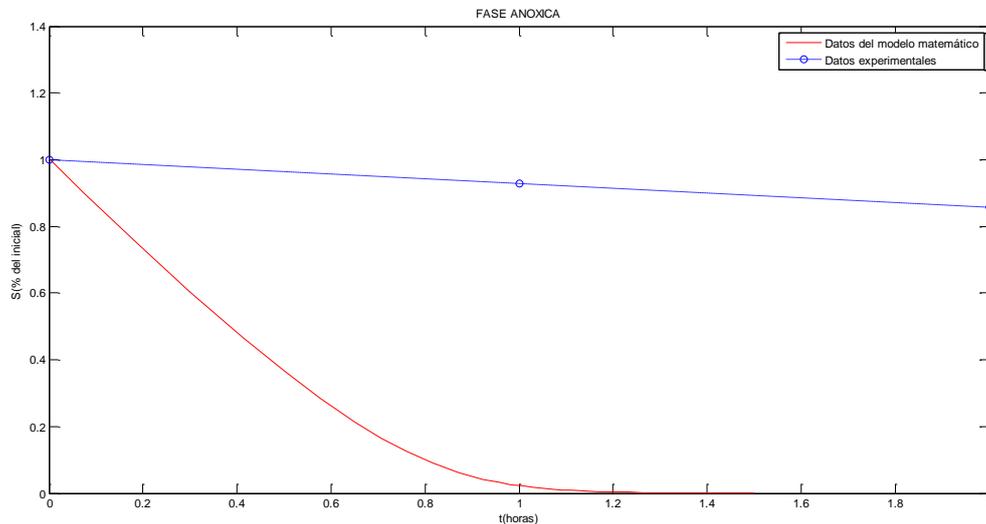


Gráfico 5.1. Comparación de la DQO en la fase aerobia

A partir de este *Gráfico 5.1.* se puede observar como, tanto el proceso experimental como el modelo matemático, mantienen la misma tendencia negativa. En los dos procesos disminuye el sustrato para poder realizarse la nitrificación de forma satisfactoria. En el modelo matemático, la DQO disminuye de forma más lenta que en la realidad.



*Gráfico 5.2. Comparación de la DQO en la fase anóxica*

A partir de este *Gráfico 5.2.* se puede observar cómo, en la fase anóxica del proceso experimental la DQO no es la adecuada, ya que se observa como el sustrato disminuye de manera muy leve. Por lo que las bacterias no consumen todo el sustrato y no se produce la desnitrificación completa, esto puede ser debido a que la DQO que queda en el reactor no es suficiente para realizar la desnitrificación o también puede deberse a que no existan suficientes nitratos.

Una vez comparado el sustrato (DQO), del proceso experimental con el modelo matemático, se realiza el diseño del reactor SBR. Como se observa en los Gráficos anteriores, el modelo matemático funciona correctamente tanto para la fase aeróbica como para la anóxica por lo que, para la realización del diseño se hará uso de las variables obtenidas en el modelo matemático, ya que en el proceso experimental se observan errores. Por lo que, si se quisieran utilizar variables del proceso experimental, habría que realizar nuevamente, a partir de otros tiempos de retención, un nuevo proceso de aclimatación...

Las variables del modelo matemático, que están presentes tanto en el *Gráfico 5.3.* y *Gráfico 5.4.* como en el *Gráfico 5.5.* y *Gráfico 5.6.* hacen referencia a:

<b>ABREVIATURA</b>	<b>SIGNIFICADO</b>
<b>S</b>	Sustrato (DQO)
<b>SO</b>	Oxígeno disuelto
<b>SNO</b>	Nitratos/ Nitritos
<b>SNH</b>	Amonio
<b>SND</b>	Nitrógeno Orgánico biodegradable soluble
<b>SALK</b>	Alcalinidad
<b>XS</b>	Sustrato lentamente biodegradable
<b>XBH</b>	Bacterias Heterótrofas
<b>XBA</b>	Bacterias Autótrofas
<b>XND</b>	Nitrógeno Orgánico biodegradable particulado

#### ***Fase aerobia:***

El tiempo establecido para esta fase, aerobia, es a las dos horas y media. Este tiempo se establece para que el sustrato (DQO) sea el mínimo posible, pero a la vez que haya suficiente DQO para una completa desnitrificación en la fase anóxica. Los nitratos deberían aumentar conforme disminuye el amonio, ya que esta fase se produce la nitrificación. El valor del sustrato al tiempo establecido es de 177.21 mg/l.

Como se observa en el *Gráfico 5.4.*, las bacterias heterótrofas se mantienen en crecimiento mientras haya sustrato, ya que se alimenta de este.

A las 0.7 horas aproximadamente, puede observarse como las bacterias autótrofas dejan de crecer y esto es debido a que ya no queda amonio en el reactor y por lo tanto ya se ha realizado la nitrificación. Si se hace referencia al proceso experimental, esto es también, la razón de que las amebas testáceas no sean abundantes a lo largo de los procesos de aclimatación y ozonización experimentales, ya que las amebas se alimentan de las bacterias autótrofas. El amonio al final de la fase presenta un valor de 0.02 mg/l.

Respecto a la alcalinidad del medio puede observarse como disminuye a la vez que disminuye el amonio. Ya que la alcalinidad va ligada al pH y el amonio es una base fuerte. El oxígeno disuelto aumenta con el tiempo hasta realizarse la nitrificación, que se produce a partir de las bacterias autótrofas consumiendo carbono inorgánico.

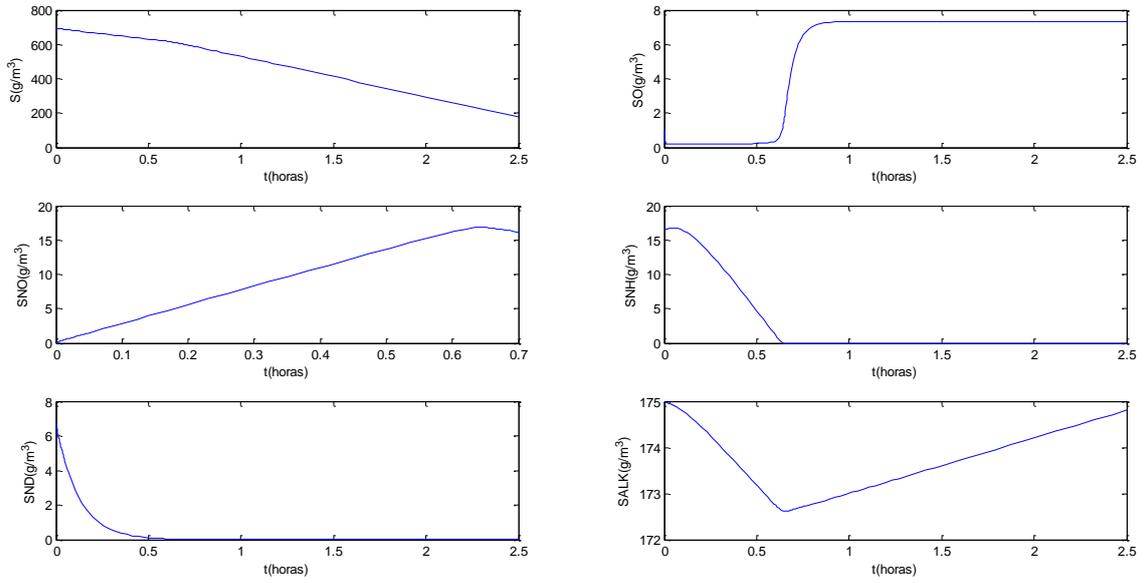


Gráfico 5.3. Variables de la fase aerobia

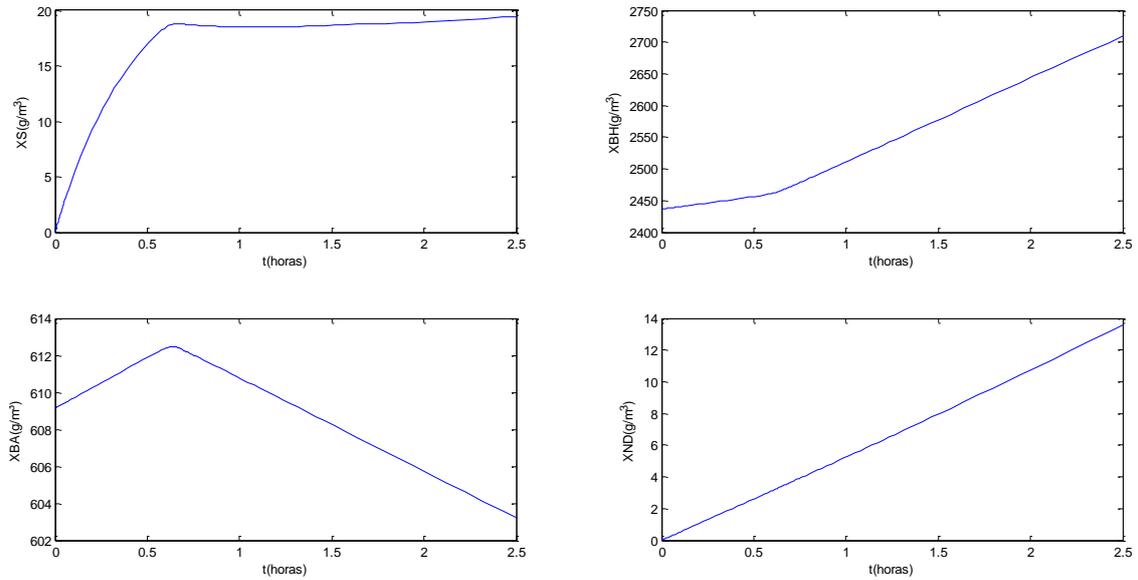


Gráfico 5.4. Variables de la fase aerobia

### ***Fase anóxica:***

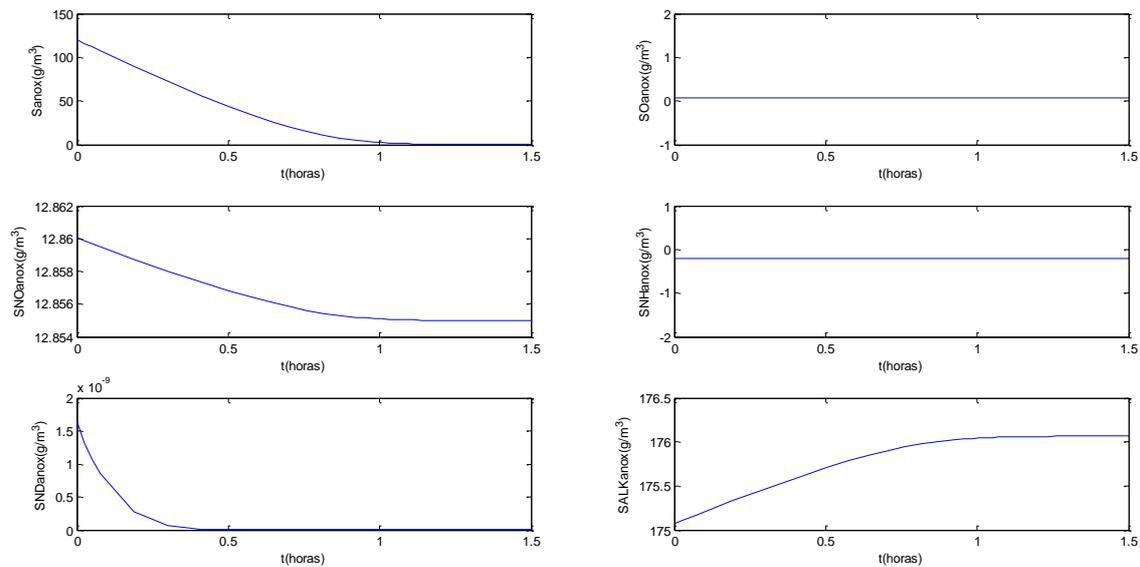
En esta fase se establece un tiempo de una hora y media. Este tiempo se establece para que se produzca la completa desnitrificación y es por esto por lo que las bacterias consumen todo el sustrato, como se puede observar en el *Gráfico 5.5*.

Los nitratos disminuyen con el tiempo ya que al producirse la desnitrificación estos pasan a reducirse a nitrógeno gas.

La desnitrificación aporta alcalinidad al medio y es por ello, por lo que aumenta. El amonio es agotado en la fase aerobia para la nitrificación.

A partir del *Gráfico 5.6* se observa como las bacterias heterótrofas empiezan a decrecer cuando se acaba el sustrato ya que se alimentan de este y las bacterias autótrofas se mantienen en disminución por la falta de amonio.

El oxígeno disuelto es cercano a 0 mg/l, no es necesario que el oxígeno en la fase anóxica sea exactamente de 0 mg/l, ya que se considera fase anóxica cuando el oxígeno disuelto se encuentra entre 1 mg/l y 0 mg/l. El oxígeno no varía en esta fase porque no se introduce oxígeno al reactor, en la fase anóxica no se suministra O<sub>2</sub> aunque sí que esté en agitación.



*Gráfico 5.5. Variables de la fase anóxica*

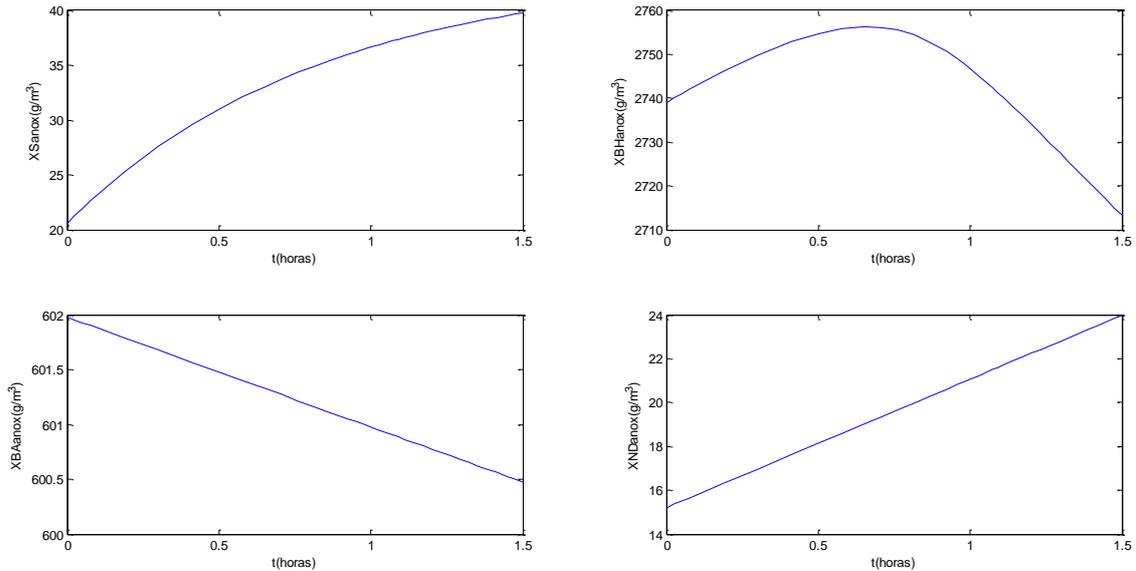


Gráfico 5.6. Variables de la fase anóxica

### Cálculo del volumen

A partir del Matlab, con ayuda del *Gráfico 5.3.* a la *Gráfico 5.6.*, se obtiene el tiempo que necesita el reactor biológico secuencial para cada una de sus fases, tanto para la aerobia como para la anóxica. El cálculo de estos tiempos se realiza gracias a, los datos experimental como condiciones iniciales y a la cinética de los procesos y parámetros estequiométricos del modelo de lodos activados [19], [Ver anexo 2]. Para que estas fases sean óptimas y el reactor funcione de forma correcta los tiempos establecidos para el reactor son los siguientes:

	<b>Tiempo</b>
<b>Fase aerobia</b>	2 horas 30 minutos
<b>Fase intermedia</b>	17 minutos
<b>Fase anóxica</b>	1 hora 30 minutos
<b>TOTAL:</b>	4 horas 17 minutos

A este tiempo de retención tenemos que sumarle los tiempos de llenado y vaciado del reactor, el tiempo de recirculación de los fangos en exceso, el tiempo que estará ozonizando el fango, el tiempo que necesitan los lodos para decantar en el reactor y un tiempo de descanso.

Tiempo de ozonización de fangos y recirculación → 10 minutos

Tiempo de decantación de lodos → 30 minutos

Tiempo de vaciado del agua clarificada → 5 minutos

Tiempo de descanso entre ciclo y ciclo → 13 minutos

Tiempo de llenado del reactor (alimentación) → 5 minutos

*Tiempo de retención*<sub>TOTAL</sub>  
 = 4 h 17 min + 10 min + 30 min + 5 min + 13 min + 5 min = 5 h 20 min

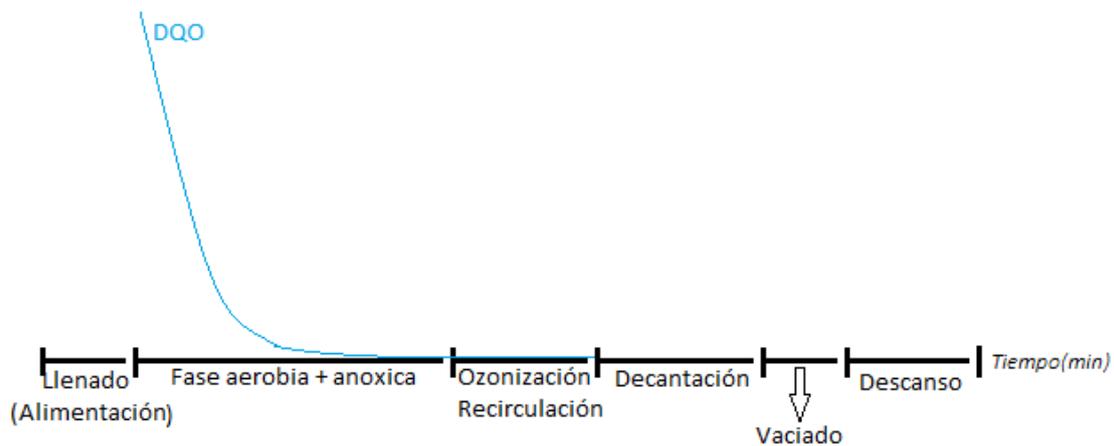


Figura 5.1. Esquema de las fases de la planta piloto a lo largo del tiempo de un ciclo

A partir del tiempo de retención y del caudal del reactor se obtiene el volumen del reactor SBR.

$$V = Q \left( \frac{L}{\text{día}} \right) \cdot t(\text{día}) = 300 \frac{L}{\text{día}} \cdot 5.3333 \text{ horas} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 66.7 L \approx 67 L$$

### Cálculo de la aireación

Una vez calculado el volumen y conociendo la edad de fango ( $\theta$ ), es posible conocer el caudal de aire necesario en el reactor. A partir de:

$$O_{2 \text{ TOTAL}} = O_{2 \text{ DE SINTESIS}} + O_{2 \text{ DE LA RESPIRACIÓN ENDÓGENA}}$$

Donde:

$$O_{2 \text{ DE SINTESIS}} = a \cdot R \cdot S_0 \cdot Q_0 \quad [1]$$

$$O_{2 \text{ DE LA RESPIRACIÓN ENDÓGENA}} = b \cdot X \cdot V \quad [2]$$

Para obtener el parámetro  $a$  de la ecuación [1] es necesario calcular la carga másica y a partir de esta y haciendo uso de tablas [20] se obtendrá el valor de  $a$ .

$$C_m = \frac{S_0 \cdot Q_0}{X \cdot V} = \frac{695.6 \frac{mg}{l} \cdot \frac{1 kg}{10^{-6} mg} \cdot 300 \frac{l}{\text{día}}}{3045.6 \frac{mg}{l} \cdot \frac{1 kg}{10^{-6} mg} \cdot 67 l} = 1.02 \text{ días}^{-1} \rightarrow a = 0.5$$

Donde:

$S_0$  : DQO inicial

$X$  : Biomasa en el reactor



V : Volumen del reactor

$Q_0$ : Caudal de entrada en el reactor

El rendimiento es calculado a partir de la DQO inicial y final (sustrato), de la fase aerobia, que se obtiene a partir del MATLAB.

$$\text{Rendimiento} = \frac{S_0 - S_f}{S_0} = \frac{695.6000 \frac{mg}{l} - 177.2137 \frac{mg}{l}}{695.6000 \frac{mg}{l}} = 0.7452 = 74.5\%$$

A partir de lo calculado, obtenemos:

$$\begin{aligned} O_{2 \text{ DE SINTESIS}} &= a \cdot R \cdot S_0 \cdot Q_0 = 0.5 \cdot 0.7452 \cdot 695.6 \frac{mg}{l} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^{-6} mg} \cdot 300 \frac{l}{\text{día}} \\ &= 0.0745 \frac{kg}{\text{día}} \end{aligned}$$

Para calcular el parámetro  $b$  de la ecuación [2] se utilizará la siguiente formula:

$$b = \frac{0.13 \cdot \theta}{1 + 0.16 \cdot \theta} = \frac{0.13 \cdot 31}{1 + 0.16 \cdot 31} = 0.676 \text{ días}^{-1}$$

Con el valor de  $b$  ya es posible obtener el oxígeno de la respiración endógena

$$\begin{aligned} O_{2 \text{ DE LA RESPIRACIÓN ENDÓGENA}} &= b \cdot X \cdot V \\ &= 0.676 \text{ días}^{-1} \cdot 3045.6 \frac{mg}{l} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^{-6} mg} \cdot 67 l = 0.138 \frac{kg}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_{2 \text{ TOTAL}} &= O_{2 \text{ DE SINTESIS}} + O_{2 \text{ DE LA RESPIRACIÓN ENDÓGENA}} = 0.0745 \frac{kg}{\text{día}} + 0.138 \frac{kg}{\text{día}} \\ &= 0.2124 \frac{kg}{\text{día}} \text{ de } O_2 \end{aligned}$$

$$\frac{0.2124 \frac{kg}{\text{día}} \text{ de } O_2}{0.23} = 0.923 \frac{kg}{\text{día}} \text{ de aire}$$

$$0.923 \frac{kg \text{ de aire}}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.204 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 0.319 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{h}}$$

## 6. Diseño del reactor de ozono para la planta piloto

### *Cálculos experimentales*

El diseño del reactor de ozono se realiza a partir de los parámetros experimentales obtenidos. En la planta experimental se ozonizaron 200 ml/día de muestra de agua residual. Los datos obtenidos experimentalmente se muestran en la siguiente *Tabla 6.1.*, todos ellos con una duración de ozonización de 2 minutos:

*Tabla 6.1. Datos ozonización*

Día	Concentración de O <sub>3</sub> medida a la salida del reactor de O <sub>3</sub>	
	Reactor vacío	Reactor con muestra
84	18.8 g/m <sup>3</sup>	10.18 g/m <sup>3</sup>
86	19.4 g/m <sup>3</sup>	10.20 g/m <sup>3</sup>
88	21.1 g/m <sup>3</sup>	14.2 g/m <sup>3</sup>
100	19 g/m <sup>3</sup>	14.6 g/m <sup>3</sup>
101	20.7 g/m <sup>3</sup>	14.6 g/m <sup>3</sup>
102	18.3 g/m <sup>3</sup>	8.9 g/m <sup>3</sup>
105	17.1 g/m <sup>3</sup>	9.3 g/m <sup>3</sup>
107	18.2 g/m <sup>3</sup>	10.1 g/m <sup>3</sup>
109	16.8 g/m <sup>3</sup>	9.8 g/m <sup>3</sup>
<b>MEDIA:</b>	18.8 g/m <sup>3</sup>	10.19 g/m <sup>3</sup>

Haciendo uso de la *Figura 3.3.* y de los datos de la *Tabla 6.1.* se puede obtener la siguiente información:

El detector de O<sub>3</sub> mide el ozono que pasa a través del reactor y que no es transferido a la muestra. Nada más ponerse en contacto el ozono con la muestra, el detector mide una concentración de 0 g/m<sup>3</sup> y esto es debido a que todo el O<sub>3</sub> que es introducido en el reactor es utilizado para oxidar la muestra. Con el paso del tiempo, menos cantidad de muestra irá reaccionando por lo que se transferirá menos ozono a la muestra y es esto lo que el detector mide, la fase gas que no se ha transferido.

Se realizan experimentos de ozonización sin muestra y con muestra. Por lo que la diferencia, de la medición del detector, entre los dos experimentos será la cantidad de ozono que se ha transferido a la muestra.

$$18.80 \frac{\text{g de O}_3}{\text{m}^3} - 10.19 \frac{\text{g de O}_3}{\text{m}^3} = 8.61 \frac{\text{g de O}_3}{\text{m}^3} \text{ se transfieren}$$

A partir de esta concentración de ozono y del caudal de entrada del reactor del montaje experimental (2.5 l/min) es posible conocer el flujo másico y la masa que se transfiere de ozono.

$$8.61 \frac{\text{g de O}_3}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \cdot 2.5 \frac{\text{l}}{\text{min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 1.3 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1.29 \frac{\text{g O}_3}{\text{h}}$$

$$1.29 \frac{g O_3}{h} \cdot 2 \text{ min} \cdot \frac{1 h}{60 \text{ min}} = 0.043 \frac{g \text{ de } O_3}{\text{dia}}$$

En el proceso de aclimatación se ha podido observar como la concentración de sólidos en el reactor se mantiene prácticamente constante. Y es por esta misma razón, por la que se sabe que la cantidad de volumen de fango en exceso extraído es la correcta. Por lo tanto, a partir de este valor se calculará, el volumen que hay que recircular, en la planta piloto, para tratar en el reactor de ozono. A partir de la *Tabla 4.1.* se obtiene el volumen de fango en exceso extraído experimentalmente.

Volumen de fango en exceso extraídos experimentalmente = 191.09 ml

Sólidos en suspensión (proceso de aclimatación) = 2351 mg/l

$$191.09 \frac{ml}{\text{día}} \cdot 2351 \frac{mg}{l} \cdot \frac{1 l}{1000 ml} = 449.25 \frac{mg}{\text{día}} \text{ se extraen experimentalmente}$$

### ***Cálculo del volumen***

Haciendo uso del volumen del reactor SBR experimental y de la planta piloto se puede conocer:

$$\frac{67 l \text{ reactor p. piloto} \cdot 449.25 \frac{mg}{\text{día}}}{6 l \text{ reactor experimental}} = 5016.63 \frac{mg}{\text{día}} \text{ extraerá la planta piloto}$$

$$\frac{0.043 \frac{g \text{ de } O_3}{\text{día}}}{449.25 \frac{mg}{\text{día}}} = 9.5 \cdot 10^{-5} \frac{g \text{ de } O_3}{mg \text{ de fango}}$$

Por tanto, si en la planta piloto se tratan 5016.63 mg de fango al día, la masa que se transfiere de ozono al fango será:

$$9.5 \cdot 10^{-5} \frac{g \text{ de } O_3}{mg \text{ de fango}} \cdot 5016.63 \frac{mg \text{ de fango}}{\text{día}} = 0.48 \frac{g \text{ de } O_3}{\text{día}}$$

Para calcular la capacidad de las bombas se necesita conocer el volumen de fango que se tiene que recircular, en la planta piloto, para la eliminación de este a partir del ozono:

$$\frac{67 l \cdot 191.09 \frac{ml}{\text{día}}}{6 l} = 2133.84 \frac{ml}{\text{día}} = 2.134 \frac{l}{\text{día}}$$

## 7. Características generales de la planta piloto

### *Montaje de la planta piloto*

El montaje de la planta piloto se realiza gracias a los parámetros de diseño obtenidos en los apartados anteriores. Como se puede observar en la *Figura 7.1*, el montaje experimental consta de diferentes reactores y equipos:

1. Reactor SBR: Es el reactor discontinuo en el cual se ponen en contacto los fangos y el agua residual en un medio aireado y agitado. Es aquí donde se produce la nitrificación y desnitrificación y donde se encuentran la fase aerobia y anóxica, y la decantación de los fangos.
2. Reactor de ozonización: En este reactor se degradarán, mediante oxidación química con ozono, los fangos en exceso. De este modo no será necesario una línea de fangos en el montaje.
3. Generador de ozono: Es el equipo que produce el ozono necesario para que reaccione con el fango y puede este ser eliminado
4. Detector de ozono: Equipo con el cual es posible conocer la concentración de ozono, en fase gas, que no ha reaccionado con el fango.
5. Destructor de ozono: Es el equipo que se encarga de degradar el ozono que no ha reaccionado con el fango, para que no se emita a la atmosfera  $O_3$  ya que es un oxidante muy fuerte y debe tratarse. El ozono es muy sensible al calor y se puede destruir muy rápido a altas temperaturas.
6. Depósito del alimento: Es el tanque donde se almacena el alimento del reactor SBR, el alimento utilizado en la planta piloto es el mismo que se ha utilizado en el proceso experimental.
7. Depósito del clarificado: Es el tanque donde se almacena el agua clarificada saliente del reactor, el efluente.
8. Bombas centrífugas: Dos bombas centrífugas, son utilizadas para la ayuda de la conducción del alimento hacia el reactor y del agua clarificada del reactor al tanque de almacenamiento. Otra bomba es la que se utiliza para realizar la recirculación de los fangos, del reactor SBR al reactor de ozono para realizar el tratamiento de ozonización.
9. Válvulas: Se utilizan válvulas manuales y por control para tres acciones diferentes.
  - Válvulas manuales: Las válvulas de la misma corriente (conectadas a la misma bomba) se mantendrán abiertas de forma constante a no ser que hubiera algún defecto en la bomba, con lo que se cerrarían esas válvulas y se abrirían las válvulas que se encuentra en paralelo para hacer funcionar la bomba contigua, esto es igual tanto para la recirculación de los fangos en exceso, del alimento y del clarificado.
  - Válvula por control: Otra válvula se utiliza para el paso del fango hacia el reactor SBR, una vez ha sido ozonizado, esta válvula se abre cuando acabe la fase de ozonización y se mantiene cerrada

durante el resto de las fases. La última válvula se acciona para introducir el oxígeno disuelto en el reactor SBR en la fase aerobia.

10. Secador: Se utiliza un secador para que no se produzca conducción de líquido hacia el detector de ozono.
11. Caudalímetros: Se utilizan para mantener un constante control del caudal de oxígeno introducido al reactor SBR y del caudal de ozono que genera el equipo y que llega al reactor de ozonización. También para controlar las corrientes que expulsa las bombas.
12. Agitador: Se coloca un agitador en el reactor SBR para que el fango se mantenga en agitación hasta que acabe la fase de ozonización, ya que el difusor solo mantiene la agitación en la fase aerobia.
13. Difusor de aire: Se utiliza para mantener el reactor SBR en aireación y agitación durante la fase aerobia.

### **Funcionamiento**

A partir de los parámetros de diseño obtenidos en los apartados anteriores se puede conocer el funcionamiento que presentará la planta piloto.

Primero, para conocer el funcionamiento de la planta piloto es necesario conocer los tiempos necesarios para cada una de las fases que se realizarán en esta planta. Como se puede observar en el apartado 5. *Diseño del reactor SBR* el tiempo total de un ciclo es de 5 horas y 20 minutos. En este periodo de tiempo las diferentes fases, la fase aerobia, la anóxica, la recirculación de fangos y ozonización, la decantación, el clarificado o vaciado, un tiempo de espera y el llenado del reactor. Cada una de estas fases, están regidas por un tiempo específico, definidos en el apartado 5. *Diseño del reactor SBR*. Como se observa en la *Figura 5.1.* cada una de las fases se produce en un intervalo de tiempo.

Como el tiempo de un ciclo tiene como duración 5 horas y 20 minutos, al día se realizarán 4 o 5 ciclos, para así obtenerse las 24 horas diarias.

$$\text{ciclos} = \frac{300 \frac{l}{\text{día}}}{67 \frac{l}{\text{ciclo}}} = 4.47 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}}$$

Para controlar de forma adecuada los tiempos y que los ciclos sean exactos, estos se controlarán a partir de un autómata, el cual tendrá fijado los diferentes tiempos de las fases y a partir del autómata será como se conecten y desconecten tanto las bombas como el aireador y el agitador del SBR y el generador, detector y destructor de ozono. A continuación, en el *Gráfico 7.1.* se puede observar el reparto de los tiempos en un ciclo:

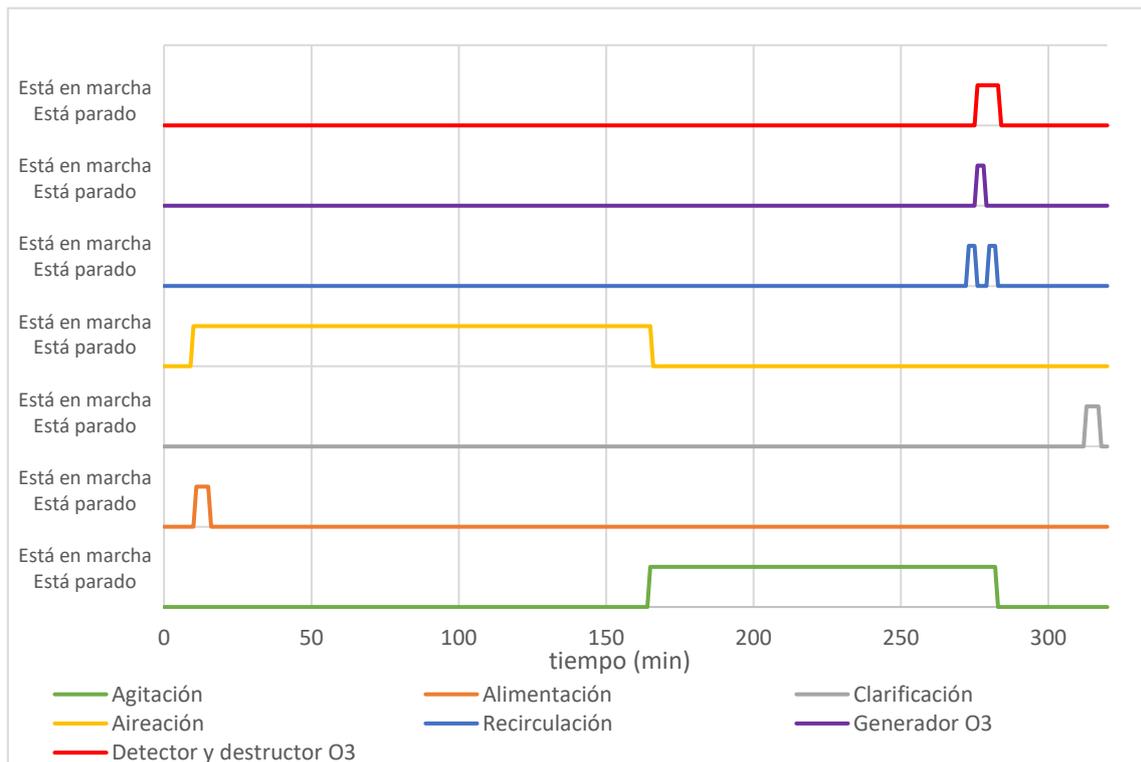


Gráfico 7.1. Esquema de los tiempos automatizados para realizar el proceso del SBR de la planta piloto

Tabla 7.1. Tiempos de duración de cada acción

	<b>Tiempo en funcionamiento –(minutos)</b>
<b>Alimentación</b>	10 – 15
<b>Aireación</b>	10 – 165
<b>Agitación</b>	165 – 282
<b>Recirculación de fangos en exceso</b>	272 – 275 y 279 – 282
<b>Generador de ozono</b>	275 – 277
<b>Destructor y detector de ozono</b>	275 – 283
<b>Clarificación</b>	312 – 317

La *Tabla 7.1.* hace referencia a los tiempos que están en funcionamiento las diferentes fases del proceso. Junto con el *Gráfico 7.1* y la *Figura 5.1.* se observa la duración y posición, en la cual debe realizarse cada una de las fases, de cada acción que se realiza a lo largo del proceso del tratamiento del fango.

Los dos picos de recirculación presentes en el *Gráfico 7.1.* equivalen a la entrada y a la salida en el reactor de ozono, a la activación de la bomba para la entrada de los fangos en el reactor de ozonización y a la activación de la válvula para la conducción de los fangos desde el reactor de ozono al SBR

Hay que tener en cuenta que la fase de ozonización solo se produce una vez al día, ya que los cálculos realizados para el diseño del reactor de ozono (apartado: 6. *Diseño del reactor de ozono*) están expresados diariamente y no por ciclo. Por lo que la fase de ozonización de los fangos en exceso del reactor SBR, se realizará en el ciclo intermedio de cada día, en el segundo ciclo diario. En los ciclos en los que no se produzca la

extracción de fangos en exceso, no se conectará la bomba de recirculación y de esta manera, aunque se mantengan los 10 minutos de esa fase, los fangos se mantendrán en el reactor en agitación.

Sin embargo, el reactor SBR es alimentado una vez por ciclo. Cada ciclo alimentará 67 litros. También, se realizará la extracción del agua clarificada una vez por ciclo, del mismo modo que el alimento, se extraerán 67 litros del reactor SBR.

El ciclo empieza con el llenado del reactor SBR, se alimenta con 67 L del tanque de alimentación con ayuda de una bomba, esta bomba se desconecta una vez pasado los 5 minutos de duración de alimentación. Al mismo tiempo que se alimenta el reactor, se empieza a introducir el aire en el reactor SBR. Por lo que una vez ha finalizado la alimentación, empieza la fase aeróbica del SBR, es en esta fase donde se produce la nitrificación y es la fase más duradera de todo el ciclo con un tiempo de 2 horas y media, esta fase se mantiene en continua oxigenación y agitación, en esta fase no será necesario la activación del agitador ya que con el flujo que es introducido de aire es posible mantener el agitación el licor de mezcla.

Una vez pasado el tiempo de esta fase, se desconecta el aireador y se conecta el agitador para que se produzca la fase anóxica del proceso. En esta fase se produce la desnitrificación y tiene como duración 1 hora y media. Una vez pasado este tiempo, será conectada la bomba de recirculación (solamente en el segundo ciclo de cada día), mientras se mantiene el reactor en agitación, con lo que se extraerá el volumen de fangos en exceso. Esta fase de ozonización tiene una duración total de 10 minutos (3 minutos para recircular los fangos desde el SBR al reactor de ozono, 4 minutos para ozonizar, de los cuales 2 minutos serán solo paso de aire para que se produzca adecuadamente la transferencia del ozono de los 2 minutos anteriores y 3 minutos para vaciar el reactor de ozono), el reactor de ozono se vacía, activando la válvula para que caiga por efecto de la gravedad en el reactor SBR (como se puede observar en la *Figura 7.1.*).

El generador de ozono se conecta en cuanto se acaba de llenar el reactor de  $O_3$  y finaliza de generar  $O_3$  dos minutos después. El detector y destructor de ozono se conectan a la vez que el generador pero se mantienen conectados hasta que termina la recirculación de los fangos ya ozonizados. Una vez finalizada la fase de ozonización, se para la agitación del reactor y se realiza la decantación de los fangos en el reactor SRB, con una duración de 30 minutos y una vez han decantado los fangos, se extrae el agua clarificada (parte del licor de mezcla que no ha sido decantado). Realizado ya el clarificado, se mantiene el sistema en espera durante 13 minutos, esta espera se realiza por si hubiera que configurar algún desajuste en el autómata, hubiera que realizar reparaciones en algún equipo...

Como se puede ver en la *Figura 7.1.* se han colocado dos bombas para la recirculación de los fangos en exceso, dos para la alimentación y otras dos para la extracción del agua clarificada. Esto es, por si la bomba que estuviera en funcionamiento tuviera algún defecto o problema poder continuar el proceso con la otra bomba de reserva.

A partir de las dimensiones, de los equipos utilizados en el montaje de la planta piloto, las cuales se definen con detenimiento en el apartado que se encuentra a continuación (8. Equipos de la planta piloto), el reactor de ozono, el generador de  $O_3$  y

el detector y el destructor de  $O_3$  se colocarán a 1.70 m del suelo en un soporte estable. Los tanques de alimento y clarificado y las bombas y válvulas correspondientes estarán colocadas a nivel del suelo. El reactor SBR tendrá fijadas unas patas a 40 cm del nivel del suelo y se colocará justo debajo del reactor de ozono.

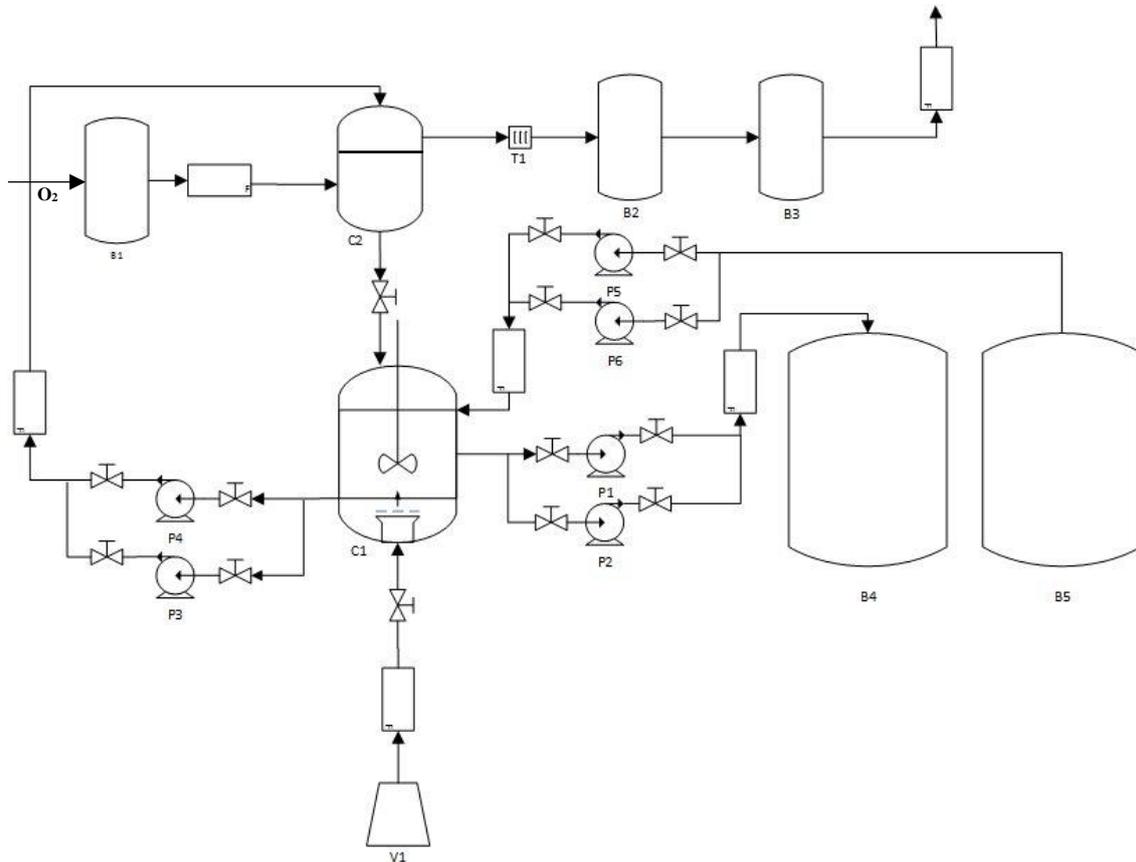


Figura 7.1. Esquema general de la planta piloto

Lista de equipamiento	
Texto mostrado	Descripción
B1	Generador de ozono
B2	Detector de ozono
B3	Destructor de ozono
B4	Tanque de clarificación
B5	Tanque de alimentación
C1	Reactor SBR
C2	Reactor de ozono
P1	Bomba centrífuga para la alimentación
P2	Bomba centrífuga de reserva para la alimentación
P3	Bomba centrífuga de reserva para la recirculación de fangos
P4	Bomba centrífuga para la recirculación de fangos
P5	Bomba centrífuga para el clarificado
P6	Bomba centrífuga de reserva para el clarificado
T1	Secador
V1	Compresor de aire

Figura 7.2. Nomenclatura del esquema de la planta piloto

### ***Alimento del reactor SBR en la planta piloto***

El reactor biológico secuencial utilizado para la planta piloto requiere de un alimento, para que se mantengan los fangos durante un periodo de un mes. Este alimento se prepara de la misma manera a como se realizaba en el proceso experimental (3.

*Metodología experimental: 3.1.1. Reactor SBR*). En el caso de la planta piloto la relación de alimento y agua será de 2,250 litros de alimento para 300 litros de agua, esta cantidad es la que consume el reactor SBR en un día, por lo tanto, cada ciclo consumirá 502.5 ml de alimento para 67 litros de agua.

La planta piloto consume mayor cantidad de alimento al día que la planta experimental, por lo que se preparará alimento semanalmente. Cada semana se preparará una cantidad de 20 litros de alimento siguiendo el mismo procedimiento que para el alimento experimental, pero en este caso se necesitarán las siguientes cantidades:

200 gramos de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$   
800 gramos de DME  
200 gramos de Peptona  
260 gramos de  $\text{NH}_4\text{Cl}$   
400 ml de Etanol

Se utiliza alimento sintético para estudiar el funcionamiento de la planta al principio de su instalación durante un mes. Una vez pasado este periodo de un mes, el alimento de la planta será agua residual real ya que es una planta semiindustrial.

## 8. Equipos de la planta piloto

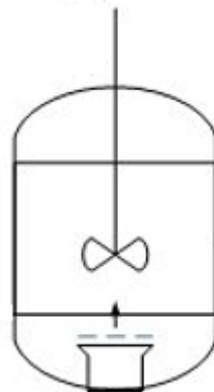
Una vez obtenidos los parámetros de diseño del reactor SBR y el reactor de ozono, se realiza la elección de los equipos y materiales necesarios para el montaje de la planta piloto:

### Reactores [21]

#### ➤ Reactor SBR

El agua residual en el reactor necesitará un volumen de 67 litros, calculado anteriormente en el apartado 5. *Diseño del reactor SBR para la planta piloto*, por lo que utilizaremos un reactor de 100 litros de acero inoxidable (DSL 100 FLOR FCPS). El reactor dispondrá de forma cilíndrica, con el fondo cónico para que se deposite de forma correcta y con mayor facilidad los sólidos en la fase de decantación.

<b>Características</b>	Volumen	100 litros
	Longitud base	450 mm
	Altura	800 mm+400 mm (patas)
	Material	Acero inoxidable
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	354.00	

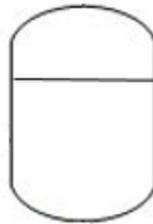


#### ➤ Reactor de ozono

En la planta piloto se recircularán 2.15 litros de fangos en exceso al día, calculado en el apartado 6. *Diseño del reactor de ozono para la planta piloto*. Hay que tener en cuenta la generación de espumas y un volumen de rebosadero, por lo que se utilizará un reactor de acero inoxidable con forma cilíndrica de 10 litros (DBTR 10 A). La parte inferior del reactor, tendrá forma ovalada, de esta manera se facilitara el vaciado, de los fangos ozonizados, del reactor.

Una de las características que hay que tener en cuenta para el reactor de ozonización es que, es necesario colocar una rejilla de acero inoxidable para evitar la generación excesiva de espuma.

<b>Características</b>	Volumen	10 litros
	Diámetro	304 mm
	Altura	234 mm
	Material	Acero inoxidable
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	75.00	



### Depósitos [22]

- Depósito de alimento y clarificado

El caudal del efluente y del influente del reactor SBR es de 300 l/día. Por lo que se utilizarán depósitos de las siguientes características:

<b>Características</b>	Volumen	750 litros
	Ancho	78 cm
	Largo	78 cm
	Altura	148 cm
	Material	Polietileno (PEHD)
<b>Cantidad</b>	2	
<b>Precio (€)</b>	289.00	



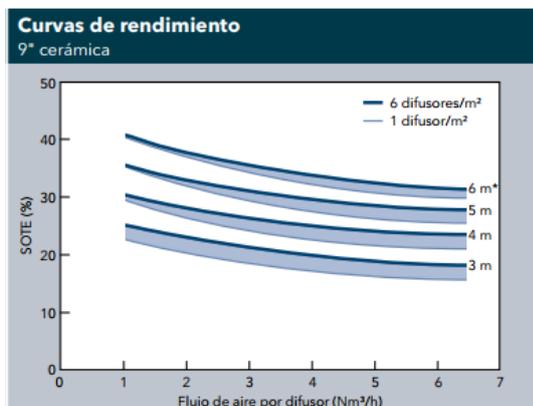
### Difusor

- Difusor de aire

$$n^{\circ} \text{ difusores} = \frac{0.319 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{h}}}{\frac{6.5}{100} \cdot 4.7 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 0.995 \text{ difusores} = 1 \text{ difusor}$$

Debido a que el caudal de entrada de aire deseado en el reactor SBR es de  $0.319 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{h}}$ , se hará uso de un difusor de cerámica Sanitaire [23]. El aire será suministrado por la red de la universidad a partir de un compresor.

<b>Características</b>	Flujo de aire por disco	0.5-4.7 Nm <sup>3</sup> /h.
	Diámetro	178 mm
	Eficiencia de transferencia de oxígeno	6.5% por m de inmersión
	Transferencia de aireación estándar	2.5-6 kg O <sub>2</sub> /kWh
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	39.60	



A partir del difusor utilizado, será posible mantener el reactor en agitación mientras este esté activado, debido a la relación del caudal utilizado de aire y al volumen del reator.

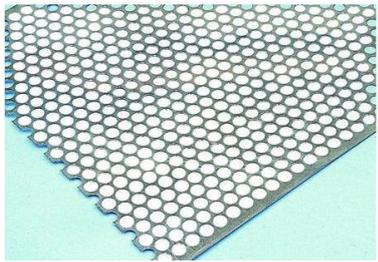
### Agitador [24]

- Agitador de varilla RZR-2052 CONTROL

<b>Características</b>	Volumen máximo de agitación	100 litros	
	Viscosidad máxima de agitación	40000 mPas	
	Rango de velocidades	30-1000 rpm	
	Consumo/potencia de salida	100 W	
	Medidas	211x82x176 mm	
	Eje portavarillas (diámetro)	10.5 mm	
<b>Cantidad</b>	1		
<b>Precio (€)</b>	422.05		

### Rejilla [25]

- Rejilla de acero inoxidable 304, para el reactor de ozono

<b>Características</b>	Grosor	0.55 mm	
	Tamaño orificio	6 mm	
	Ancho	500 mm	
	Longitud	1 m	
	Material	Acero inoxidable	
<b>Cantidad</b>	1		
<b>Precio (€)</b>	68.85		

### Bombas Centrífugas

- Bomba centrífuga Xylem Flojet acoplamiento magnético, para la alimentación y el clarificado [26]

Para conocer las bombas que se deben de colocar en el montaje de la planta piloto es necesario calcular el caudal que pasará por estas bombas, para ello se dividirá el volumen del reactor SBR entre los minutos de duración de la alimentación y del clarificado del reactor:

$$\frac{67 \text{ litros}}{5 \text{ min}} = 13.4 \frac{l}{\text{min}}$$

<b>Características</b>	Flujo máximo	35 l/min	
	Tensión de alimentación	230 V	
	Conexión de entrada y salida	22 mm	
	Presión funcionamiento máxima	1.4 bar	
	Potencia de entrada	84 W	
<b>Cantidad</b>	4		
<b>Precio (€)</b>	188.99		

- Bomba centrífuga Xylem Flojet acoplamiento magnético, para la recirculación de los fangos en exceso [27]

Para conocer las bombas que se deben de colocar en el montaje de la planta piloto para la recirculación de los fangos es necesario calcular el caudal que pasará por estas bombas, para ello se dividirá el volumen de fango que se recircula entre los minutos que estará en funcionamiento la bomba:

$$\frac{2.134 l}{3 \text{ min}} = 0.71 \frac{l}{\text{min}}$$

<b>Características</b>	Flujo máximo	23 l/min	
	Tensión de alimentación	230 V	
	Conexión de entrada y salida	22 mm	
	Presión funcionamiento máxima	1.4 bar	
	Potencia de entrada	80 W	
<b>Cantidad</b>	2		
<b>Precio (€)</b>	218.88		

Se coloca esta bomba debido a las pérdidas de carga existentes en esta zona, ya que cuando hay presencia de codos, altura, estrechamientos... las pérdidas de carga en las bombas son muy notables y la eficiencia de esta disminuye de forma brusca.

### Válvula

- Válvula de bola de alta presión, RS Pro, TYPE 2017K CF8M, para la alimentación, extracción del clarificado y extracción de fango en exceso [28].

<b>Características</b>	Material	Acero inoxidable	
	Conexión	12.7-25.4 mm	
	Presión funcionamiento máxima	63 bar	
<b>Cantidad</b>	12		
<b>Precio (€)</b>	73.39		

- Válvula de solenoide Burkert 227550, para los fangos ozonizados y para el oxígeno disuelto [29].

<b>Características</b>	Material	Acero inoxidable	
	Conexión	25 mm	
	Presión funcionamiento máxima	10 bar	
	Tensión de alimentación	24 V	
<b>Cantidad</b>	2		
<b>Precio (€)</b>	375.08		

### Caudalimetro [30]

- Caudalimetro Key Instruments Acero inoxidable

El caudalimetro se colocará para tener controlado el oxígeno que se le suministra al reactor SBR. El caudal deseado de oxígeno disuelto que se le debe suministrar al reactor

es de  $0.304 \frac{m^3 \text{ de aire}}{h} = 5.06 \frac{l \text{ de aire}}{min}$ . Al mismo tiempo, se utilizará un caudalímetro para observar el caudal que se genera de ozono.

<b>Características</b>	Caudal	1-19 l/min	
	Conexión	3.20-25.4 mm	
	Presión máxima	6.9 bar	
<b>Cantidad</b>	6		
<b>Precio (€)</b>	60.32		

### Equipos para el ozono

- Generador de O<sub>3</sub>

Se hará uso de un Generador de ozono COM-AD-04 (ANSEROS) [31] con las siguientes características [Ver Anexo 3]:

<b>Características</b>	Capacidad de ozono	1-20 g O <sub>3</sub> /h
	Concentración de ozono	0.1-190 g O <sub>3</sub> /Nm <sup>3</sup>
	Flujo de gas	0.1-500 NI/h
	Entalpia	14 g O <sub>3</sub> /h a 100 NI/h
	Fuente de alimentación	230/110 VAC-50/60 Hz
	Conector entrada/salida	1/4"-6/4 tubo de PFA
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	11918.50	



- Detector de O<sub>3</sub>

Se colocará un detector de ozono en fase gas GM-RTI (ANSEROS) [32] que consta de:

<b>Características</b>	Coeficiente de extinción	3024 dm <sup>3</sup> /cm·mol
	Rango de medida	0.001-2/10/20/100/200 g O <sub>3</sub> /Nm <sup>3</sup>
	Flujo de gas	0.1-1 NI/min
	Presión del gas	1-5 bar (g)
	Fuente de alimentación	230/110 VAC-50/60 Hz
	Puerto de muestra	1/8"-4.3/3 mm de tubo PFA
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	9560.69	



➤ Destruccion de O<sub>3</sub>

Para no verter ozono a la atmosfera es necesario colocar un destructor de ozono. El cual eliminará cualquier traza de ozono que salga del reactor. Se utilizará un destructor de ozono CAT-TH-400 (ANSEROS) [33]:

<b>Características</b>	Flujo de gas	1-400 NI/h
	Material	Cuarzo, acero inoxidable y PFA
	Fuente de alimentación	230V-50/60Hz
	Conector	1.2"
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	8987.90	



### Conducción-tuberías

- Tubo flexible RS Pro PVC [34]

<b>Características</b>	Diámetro interior	19 mm
	Diámetro exterior	25.75 mm
	Longitud	25 m
	Rango de Temperaturas	-15 a 60 °C
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	62.13	

- Tubo flexible Saint-Gobain Tygon S3 E-3603 [35], se utilizará para la conducción del oxígeno disuelto.

<b>Características</b>	Diámetro interior	3.2 mm
	Diámetro exterior	6.4 mm
	Longitud	15 m
	Rango de Temperaturas	-43 a 74 °C
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	50.07	

- Tubo flexible Saint-Gobain Tygon XL-60 [36], que será utilizado para todo el circuito donde se encuentre presente el ozono.

<b>Características</b>	Diámetro interior	12.7 mm
	Diámetro exterior	19.1 mm
	Longitud	15 m
	Rango de Temperaturas	-40 a 250 °C
<b>Cantidad</b>	1	
<b>Precio (€)</b>	146.44	

### Sondas

Se colocarán diferentes sondas en el reactor SBR, para asegurar un buen funcionamiento y mantener controlado las variables del reactor biológico secuencial, estas sondas se conectarán a un analizador para poder obtener las medidas:

- Analizador: Transmisor multiparamétrico M800: proporciona control simultáneo de uno, dos o cuatro sensores en línea para la medición de pH/ORP (Redox), OD óptico, oxígeno amperométrico (OD y O<sub>2</sub> en fase gas), conductividad, resistividad, ozono disuelto, flujo y turbidez, tanto en agua pura como en aplicaciones de procesos.[37]



- Sonda de pH y temperatura InLab Max Pro ISM [38]

<b>Características</b>	Rango de temperatura	0-100 °C	
	Electrolito de referencia	FRISCOLYT-B®	
	Resistencia de la membrana	<600 MΩ	
	Diámetro del eje	12 mm	
	Sensor de temperatura	NTC 30 kΩ	
	Material del eje	Vidrio	
	Longitud del eje	120 mm	
<b>Cantidad</b>	1		
<b>Precio (€)</b>	1240,94		

➤ Sonda de O<sub>2</sub> InLab® OptiOx [39]

<b>Características</b>	Intervalo de medición	0-500 %, 0-50 mg/l	
	Intervalo de temperatura	0-50 °C	
	Sensor de temperatura	NTC 30 kΩ	
	Material del eje	PC/ABS	
	Longitud del eje	65 mm	
	Diámetro del eje	16 mm	
<b>Cantidad</b>	1		
<b>Precio (€)</b>	1560.50		

## 9. Estudio económico y presupuesto

Para realizar de forma correcta el estudio económico de la planta piloto de tratamiento de fangos, se utilizará la capacidad de la planta anual para todo el estudio. La planta trata 300 l/día de agua residual, trabajando los 365 días al año, la producción anual es de 109.5 m<sup>3</sup>/año.

El estudio de la inversión inicial se hará por medio del capital de inversión y de un préstamo equivalente al 90 % de la inversión.

### 9.1. Inversión inicial

La inversión inicial nos indica la inversión que se debe realizar para la puesta en marcha del proyecto de la planta, antes de comenzar su funcionamiento. Los costes asociados a este apartado, incluyen los costes de maquinaria y equipos utilizados y otras inversiones que son necesarias.

#### *Maquinaria y equipos necesarios*

Equipos	Coste unidad (€)	Cantidad	Coste (€)
Reactor SBR	354	1	354.00
Reactor de O <sub>3</sub>	75	1	75.00
Depósitos	289.00	2	578.00
Difusor	39.60	1	39.60
Agitador	422.05	1	422.05
Rejilla	68.85	1	68.85
Bombas	188.99	4	755.96
	218.88	2	437.76
Válvulas	73.39	12	880.68
	375.08	2	750.16
Caudalímetro	60.32	6	361.92
Generados de O <sub>3</sub>	11918.50	1	11918.50
Detector de O <sub>3</sub>	9560.69	1	9560.69
Destructor de O <sub>3</sub>	8987.90	1	8987.90
Tuberías	62.13	1	62.13
	50.07	1	50.07
	146.44	1	146.44
Sondas	1240.94	1	1240.94

	1560.50	1	1560.50
<b>TOTAL (maquinaria y equipos):</b>			<b>38251.15 €</b>

### *Otras inversiones*

Se trata de los costes derivados a las necesidades, Se necesitará de mobiliario para colocar la planta piloto de forma adecuada y segura y de utensilios informáticos para realizar las operaciones necesarias

<b>Derivados</b>	<b>Coste (€)</b>
Informática	5000
Mobiliario	1000
Especialista para montaje de equipos	200
<b>TOTAL (otras inversiones):</b>	<b>6200 €</b>

La inversión inicial total, después de tener en cuenta las inversiones necesarias para esta planta piloto ascenderá a:

<b>INVERSIÓN INICIAL</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>TOTAL (maquinaria y equipos):</b>	38251.15
<b>TOTAL (otras inversiones):</b>	6200
<b>TOTAL INVERSIÓN INICIAL:</b>	<b>44451.15 €</b>

#### 9.1.1. Costes financieros y amortización

Los costes financieros son los costes que vienen derivados del préstamo que se concede para financiar el 90 % de la inversión inicial.

La siguiente tabla nos indica los datos utilizados para el cálculo del préstamo:

$$\text{Valor préstamo} = 44451.15\text{€} \cdot 0.9 = 40006.035 \text{€} = 40000.00\text{€}$$

<b>Préstamo</b>	
Valor del préstamo	40000.00 €
Años	10
Interés fijo	2.95%
Periodo de pago	anual
Interés del periodo	0.0295
Total pagos	10

A partir de la siguiente tabla es posible conocer las amortizaciones anuales, de la inversión inicial realizada para la planta piloto, este cálculo para las amortizaciones es obtenido a partir de una hoja de EXCEL [Ver Anexo 4].

Cuadro de amortización					
Numero de pagos	Cuota	Intereses	Amortización	Capital Vivo	Capital Amortizado
0				40.000,00 €	
1	4.677,26 €	1.180,00 €	3.497,26 €	36.502,74 €	3.497,26 €
2	4.677,26 €	1.076,83 €	3.600,43 €	32.902,31 €	7.097,69 €
3	4.677,26 €	970,62 €	3.706,64 €	29.195,66 €	10.804,34 €
4	4.677,26 €	861,27 €	3.815,99 €	25.379,67 €	14.620,33 €
5	4.677,26 €	748,70 €	3.928,56 €	21.451,11 €	18.548,89 €
6	4.677,26 €	632,81 €	4.044,45 €	17.406,65 €	22.593,35 €
7	4.677,26 €	513,50 €	4.163,77 €	13.242,89 €	26.757,11 €
8	4.677,26 €	390,67 €	4.286,60 €	8.956,29 €	31.043,71 €
9	4.677,26 €	264,21 €	4.413,05 €	4.543,24 €	35.456,76 €
10	4.677,26 €	134,03 €	4.543,24 €	- 0,00 €	40.000,00 €

A continuación se calculará la amortización para el periodo de los 10 años y no para cada año de préstamo. De esta manera, se dispondrá de una “media” de la amortización anual para poder realizar el cálculo del coste de la producción de la planta piloto.

Amortización	
Duración de préstamo	10
Tasa de interes (%)	0,0295
$(1+i)^n$	1,3374
CRF (Factor de recuperación de capital): $[(1+i)^n - 1] / [i \cdot (1+i)^n]$	8,5520
Valor del préstamo	40000
<b>Cantidad anual amortizada</b>	<b>4.677,26 €</b>

## 9.2. Costes

### 9.2.1. Costes de explotación

Los costes de explotación son los de llevar a cabo actividades del día a día, los que están relacionados con la explotación de la planta durante los ejercicios de esta. Entre los costes de explotación se pueden encontrar las siguientes categorías:

1. Costes directos: Representan los costes de materia prima, que en el caso de esta planta piloto son los reactivos utilizados para la realización del alimento para el reactor SBR, la cantidad de oxígeno utilizado en el SBR en la fase aerobia y la cantidad de aire utilizada para generar O<sub>3</sub>.
2. Costes indirectos: Representan los costes energéticos utilizados necesarios para la utilización de la planta.

3. Costes fijos: Representan la mano de obra, que será necesaria para el manejo de la planta piloto.
4. Gastos del periodo: Representan los gastos de mantenimiento, materiales de oficina y limpieza...

A continuación, se mostrarán los costes anuales de las categorías anteriores:

#### 9.2.1.1. Costes directos

#### Coste del agua residual sintética

A partir de la cantidad diaria de alimento que se necesita 2.250 litros (Ver apartado 7. *Características generales de la planta piloto: Alimento del reactor SBR*), se calcula la cantidad de alimento necesario para un mes, tiempo en el que la planta se alimentará con agua residual sintética.

$$2.250 \frac{\text{litros}}{\text{día}} \cdot 31 \frac{\text{día}}{\text{mes}} = 69.75 \frac{\text{litros}}{\text{mes}}$$

Sabiendo el coste de la unidad de reactivo [Ver Anexo 5], el contenido de cada unidad (peso del recipiente) y la cantidad de reactivo para un litro de alimento, puede obtenerse el coste por litro de los reactivos y a partir de este valor, el coste del reactivo para los litros que necesitamos:

$$\begin{aligned} \frac{\text{€}}{\text{l}} \text{ de alimento} &= \frac{10 \text{ g} \cdot 39.10 \text{ €}}{1000 \text{ g}} + \frac{40 \text{ g} \cdot 137.70 \text{ €}}{500 \text{ g}} + \frac{10 \text{ g} \cdot 73.57 \text{ €}}{500 \text{ g}} + \frac{13 \text{ g} \cdot 23.72 \text{ €}}{500 \text{ g}} \\ &+ \frac{0.02 \text{ l} \cdot 17.77 \text{ €}}{1 \text{ l}} = 13.79 \text{ €/l} \\ 13.79 \frac{\text{€}}{\text{litro}} \cdot 69.75 \frac{\text{litros}}{\text{mes}} &= 961.85 \frac{\text{€}}{\text{mes}} \end{aligned}$$

Reactivos	Peso recipiente	Reactivo / litro de alimento	Coste unidad (€)	€/litro
Fosfato de disodio pentahidratado (Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> · 7 H <sub>2</sub> O)	1000 g	10 g	39.10	0.391
DME	500 g	40 g	137.70	10.96
Peptona	500 g	10 g	73.57	1.4714
Cloruro de amonio (NH <sub>4</sub> Cl)	500 g	13 g	23.72	0.61672
Etanol (CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH)	1 l	0.020 l	17.77	0.3554
<b>TOTAL UNIDAD (Reactivos):</b>			<b>291.86</b>	
<b>Impuesto (IVA=0.21%):</b>			<b>61.29</b>	

<b>TOTAL (Reactivos unidad):</b>	<b>353.15</b>	
----------------------------------	---------------	--

<b>€ para un litro</b>	0.391	10.96	1.4714	0.61672	0.3554	13.79 €/l
<b>€ para los 69.75 litros</b>						<b>961.85 €</b>
<b>Impuesto (IVA=0.21%):</b>						<b>201.98 €</b>
<b>TOTAL (Reactivos):</b>						<b>1163.83 €</b>

### Coste del aire

El coste por metro cubico de aire es: 0.025 €/m<sup>3</sup> [40]. Por lo que podemos obtener el coste anual reflejado para la planta piloto

La fase aerobia de la planta piloto tiene una duración de 2 horas y media (2.5 horas) y teniendo en cuenta que se necesitan 0.304 m<sup>3</sup> de aire a la hora:

$$2.5 \frac{\text{horas}}{\text{ciclo}} \cdot 4.47 \frac{\text{ciclos}}{\text{dias}} = 11.175 \frac{\text{horas}}{\text{día}}$$

$$0.304 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{h}} \text{ para el difusor} \cdot 11.175 \frac{\text{h}}{\text{día}} = 3.3972 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{día}}$$

La fase de ozonización tiene lugar una vez al día y únicamente durante 4 minutos, y necesita 0.5 m<sup>3</sup> de aire a la hora, por lo que:

$$0.5 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{h}} \text{ para el generador de } O_3 \cdot 0.083 \frac{\text{h}}{\text{día}} = 0.0415 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{día}}$$

En la planta piloto se necesitan:

$$\begin{aligned} \text{Coste de aire diario} &= 3.3972 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{día}} + 0.0415 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{día}} \\ &= 3.4387 \frac{\text{m}^3 \text{ de aire}}{\text{día}} \cdot 0.025 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} = 0.086 \frac{\text{€}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{Coste de aire anual} = 0.086 \frac{\text{€}}{\text{día}} \cdot 365 \frac{\text{dias}}{\text{año}} = 31.38 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Gases	Coste (€/año)
Aire	31.38
<b>TOTAL (Gases):</b>	
	<b>31.38 €</b>

	Coste (€/año)
<b>TOTAL (Reactivos):</b>	1163.83
<b>TOTAL (Gases):</b>	31.38
<b>TOTAL Costes directos:</b>	<b>1195.21 €</b>

#### 9.2.1.2. Costes indirectos

##### Coste de electricidad

Para el cálculo de los costes indirectos, es necesario saber lo que consume cada uno de los equipos que contiene la planta piloto:

Equipos	Potencia (W)	Potencia (kW)	Horas de funcionamiento	kWh
<b>Agitador</b>	100	0.1	10	1
<b>Bomba 35 l/min</b>	84	0.084	1	0.084
<b>Bomba 23 l/min</b>	80	0.08	0.25	0.02
<b>Autómata</b>	200	0.2	24	4.8
<b>TOTAL Potencia:</b>				5.904 kWh

$$5.904 \frac{\text{kWh}}{\text{día}} \cdot 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 2154.96 \frac{\text{kWh}}{\text{año}}$$

La energía consumida tiene un precio de: 0.129721 €/kWh [41]. Por lo tanto, la energía consumida por la planta piloto anualmente es de:

$$0.129721 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} \cdot 2154.96 \frac{\text{kWh}}{\text{año}} = 279.54 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Energía	Coste (€/año)
Energía de la planta	279.54
<b>TOTAL (Costes indirectos):</b>	<b>279.54 €</b>

#### 9.2.1.3. Costes fijos

En el estudio económico hay que tener en cuenta, aparte de la puesta en marcha del proceso, el periodo de prueba de la planta piloto, el cual tendrá una duración de 1 mes, en la cual se necesitará la presencia de la supervisión de un ingeniero químico para evaluar los resultados y controlar que la planta piloto funciona de la forma correcta para poder realizar la puesta en marcha, ya que el personal de la planta será algún alumno que solicite el puesto de investigación, aunque con la supervisión de un ingeniero

químico. El ingeniero estará un mes a jornada completa y 11 meses a media jornada. Los costes asociados al personal de la planta piloto durante el primer año son los siguientes:

Personal	Cantidad	Coste (€/mes)	Periodo (meses)	Coste + ss. (€/año)
Ingeniero químico	1	2000	1	2100
		1050	11	12000
<b>TOTAL Costes fijos:</b>				<b>14100 €</b>

#### 9.2.1.4. Gastos del periodo

Gastos	Periodo (meses)	Coste (€/mes)	Coste (€/año)
Mantenimiento equipos	12	200	2400
Material de limpieza	12	50	600
Material de oficina	12	70	840
<b>TOTAL Gastos del periodo:</b>			<b>3840 €</b>

Los costes de explotación anuales corresponden a la cantidad de:

COSTES EXPLOTACIÓN	Coste (€/año)
<b>TOTAL Costes directos:</b>	1195.21 €
<b>TOTAL Costes indirectos:</b>	279.54 €
<b>TOTAL Costes fijos:</b>	14100 €
<b>TOTAL Gastos del periodo:</b>	3840 €
<b>TOTAL COSTES DE EXPLOTACIÓN:</b>	<b>19414.75€</b>

#### 9.2.2. Costes de producción

En el apartado anterior 9. Estudio económico y presupuesto, 9.1. Inversión inicial, 9.1.1. Costes financieros y amortización, se puede observar que la amortización de 10 años (amortización calculada para los 10 años de préstamo) y la amortización anual (calculada año tras año), es la misma. Por lo que se utilizará el valor de la amortización de 10 años para conocer el precio de producción de esta planta piloto.

COSTE ANUAL	
CANTIDAD ANUAL AMORTIZADA DE LA INVERSIÓN INICIAL	4.677,26 €
TOTAL COSTES DE EXPLOTACIÓN ANUALES	19.414,75 €
<b>TOTAL COSTE ANUAL DE LA PLANTA:</b>	<b>24.092,01 €</b>

Haciendo uso de la producción anual la cual es de 109500 l/año y del coste anual de la planta piloto, se obtiene el coste de producción, el coste de m<sup>3</sup> por agua tratada.

$$COSTE DE PRODUCCIÓN = \frac{24092.01 \text{ €/año}}{109.5 \text{ m}^3/\text{año}} = 220 \frac{\text{€}}{\text{m}^3}$$

Es evidente que el ozono es un oxidante fuerte y muy reactivo. Por lo que, esto lo hace ser un reactivo excesivamente caro. En la planta diseñada en este trabajo, costará 220 € tratar el metro cubico de agua. Este es un precio elevado, pero es razonable, ya que se trata de una planta piloto y no de una planta industrial. Este hecho influye en que el caudal tratado en una planta piloto es mucho menor que en una planta industrial pero los costes son equivalentes ya que es necesario equipamiento, mantenimiento y personal. Se necesitan los mismos equipos y demás equipamientos en una planta piloto que en una industrial diferenciándose únicamente del escalado de cada una. También hay que tener en cuenta, que en una planta industrial no es necesario la alimentación artificial del reactor, ya que se alimenta del agua residual de la red, mientras que en la planta piloto estudiada, se realizará una alimentación con agua residual artificial durante un periodo de un mes, para observar su funcionamiento.

## 10. Conclusiones

El objetivo de este trabajo era comprobar, si podía ser viable establecer una variante a la línea de fangos de una estación depuradora de aguas residuales, combinando el reactor biológico secuencial, con un sistema de oxidación química con ozono, para la eliminación de los fangos en exceso y si este funcionaría de forma adecuada.

Una vez realizado el proceso experimental y el diseño de la planta piloto, se comprueba que la ozonización, la variante estudiada a la línea de fangos tradicional, funciona de forma adecuada, ya que elimina el fango en exceso necesario para que el reactor SBR funcione correctamente.

Después de haber realizado el proceso experimental, es posible afirmar que la oxidación química con ozono, realizada a una porción de los fangos del reactor biológico secuencial (fangos en exceso del SBR), no presenta efecto negativo a los fangos presentes en el reactor SBR y como bien se esperaba, si se suministra de manera eficaz el ozono y se le da el tiempo adecuado para que este sea capaz de degradar el fango, es posible mantener la concentración de sólidos constante en el reactor biológico secuencial, sin necesidad de tener que construir la línea de fangos convencional.

Gracias a la implementación de este tratamiento con ozono, es posible prescindir de las instalaciones necesarias para degradar los fangos, al igual que de sus tratamientos y todo el proceso que conlleva la eliminación o deposición de los fangos. Todos los procesos que están relacionados con el tratamiento y eliminación de los fangos actualmente, serían sustituidos por el proceso de ozonización.

Con todo lo dicho, la variante de oxidación química con ozono, para la línea de fangos, es una buena alternativa a la línea de fangos tradicional, por su gran eficacia y adaptación.

## 11. Bibliografía

- G. U. Semblante, F. I. Hai, D. D. Dionysiou, K. Fukushi, W. E. Price, and L. D. Nghiem, “Holistic sludge management through ozonation: A critical review,” *J. Environ. Manage.*, vol. 185, pp. 79–95, 2017.
- [1] “EDAR: estación depuradora de aguas residuales.” [Online]. Available: <http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulos/interesantes/edar/edar.html>. [Accessed: 17-Jul-2017].
- [2] “Sistemas con reactores aeróbicos para tratar aguas residuales.” [Online]. Available: <http://blog.condorchem.com/sistemas-con-reactores-aerobicos-para-tratar-aguas-residuales/>. [Accessed: 21-Jul-2017].
- [3] “Nitrificación-desnitrificación.”
- [4] “Reactores biológicos secuenciales (SBR): una tecnología versátil para el tratamiento de aguas residuales industriales | El Agua.” [Online]. Available: <http://www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2006/12/01/53336>. [Accessed: 18-Jul-2017].
- [5] “Ventajas y desventajas de los reactores biológicos secuenciales (SBR) | Aguas Industriales.” [Online]. Available: <http://aguasindustriales.es/ventajas-y-desventajas-de-los-reactores-biologicos-secuenciales-sbr/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [6] “Lodos de depuración de aguas residuales - Lodos de depuradora - Flujos de residuos - Prevención y gestión de residuos - Calidad y evaluación ambiental - mapama.es.” [Online]. Available: <http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/flujos/lodos-depuradora/>. [Accessed: 18-Jul-2017].
- [7] Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural Y Marino. Gobierno de España., “Plan Nacional Integrado de Residuos 2008- 2015 (PNIR),” *Boletín Of. del Estado*, vol. 49, no. Sección 1, Punto 13, pp. 19893–20016, 2009.
- [8] “REDUCCIÓN DE LODOS GENERADOS EN ESTACIONES DEPURADORAS DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES.”
- [9] “Aplicación de la ozonización en el tratamiento de aguas: descripción y funcionamiento | El Agua.” [Online]. Available: <http://www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2008/01/16/82477>. [Accessed: 19-Jul-2017].
- [10] E. D. E. L. D. Une-en, “española,” pp. 0–2, 2006.
- [11] T. B. Sbr, “Prácticas tratamiento biológico sbr,” pp. 1–7.
- [12] P. Romero, M. D. Coello, C. A. Aragón, and A. L. Eusebi, “Sludge reduction at low ozone doses: Predictive effects and full-scale study,” *Water Sci. Technol.*, vol. 71, no. 2, pp. 191–196, 2015.
- [13] P. Romero, M. D. Coello, C. A. Aragón, P. Battistoni, and A. L. Eusebi, “Sludge

- Reduction through Ozonation: Effects of Different Specific Dosages and Operative Management Aspects in a Full-Scale Study,” *J. Environ. Eng.*, vol. 141, no. 12, p. 4015043, 2015.
- [14] O. Demir and A. Filibeli, “Effects of partial ozonation on activated sludge process for the minimization of excess sludge production during biological treatment,” *Desalin. Water Treat.*, vol. 52, no. 16–18, pp. 3063–3075, 2013.
- [15] S. Isazadeh, M. Feng, L. E. Urbina Rivas, and D. Frigon, “New mechanistically based model for predicting reduction of biosolids waste by ozonation of return activated sludge,” *J. Hazard. Mater.*, vol. 270, pp. 160–168, 2014.
- [16] E. Ronzano and J. L. Dapena, “FUNDAMENTOS DE LOS FANGOS ACTIVADOS.”
- [17] “Fango - Wikipedia, la enciclopedia libre.” [Online]. Available: <https://es.wikipedia.org/wiki/Fango>. [Accessed: 21-Jul-2017].
- [18] “TEMA MODELACIÓ D'ÀMICA DE FA GOS ACTIVOS: ASM 1 - IWA.”
- [19] I. Journal and O. F. Engineering, “INTERNATIONAL JOURNAL OF ENGINEERING SCIENCES & RESEARCH TECHNOLOGY Activated Sludge Model 1 (ASM 1),” vol. 3, no. 11, pp. 587–596, 2014.
- [20] “DISEÑO DE REACTORES BIOLÓGICOS.” [Online]. Available: <https://www.slideshare.net/hectorrey77/diseo-de-reactores-biologicos>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [21] “Deposito de acero inoxidable.” [Online]. Available: <http://mundobodega.com/deposito-para-vino>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [22] “Depósito de agua MODULAR VARIO 750 Ref. 13512121 - Leroy Merlin.” [Online]. Available: <http://www.leroymerlin.es/fp/13512121/deposito-de-agua-modular-vario-750?idCatPadre=244052&pathFamiliaFicha=3826>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [23] “Productos de aireación Para un tratamiento biológico energéticamente eficiente.”
- [24] J. Holtz, “Evaporadores rotativos Agitadores magnéticos Agitadores vibradores Agitadores de rotación y vaivén Agitadores de balanceo Bombas peristálticas,” p. Pg. 16.
- [25] “| Lámina de acero perforada, Llave hexagonal, 6 mm, 1m x 500mm x 0.55mm |.” [Online]. Available: [http://es.rs-online.com/web/p/products/4475262/?grossPrice=Y&cm\\_mmc=ES-PLA-\\_-google-\\_-PLA\\_ES\\_ES\\_Abrasivos\\_And\\_Materiales\\_De\\_Ingeniería-\\_-Tubos\\_And\\_Hojas\\_And\\_Ángulos\\_De\\_Acero\\_Templado&mkwid=scca3tf1d\\_dc%7Cpcriid%7C88860999441%7Cpkw%7C%7Cpmt%7C%7Cprd%7C4475262](http://es.rs-online.com/web/p/products/4475262/?grossPrice=Y&cm_mmc=ES-PLA-_-google-_-PLA_ES_ES_Abrasivos_And_Materiales_De_Ingeniería-_-Tubos_And_Hojas_And_Ángulos_De_Acero_Templado&mkwid=scca3tf1d_dc%7Cpcriid%7C88860999441%7Cpkw%7C%7Cpmt%7C%7Cprd%7C4475262). [Accessed: 13-Jul-2017].
- [26] “143904 | Bomba centrífuga Xylem Flojet acoplamiento magnético, 35L/min, 230 V | Xylem Flojet.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/bombas-de-centrifugado/0266597/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [27] “183944 | Bomba centrífuga Xylem Flojet acoplamiento magnético, 23L/min,

- 230 V | Xylem Flojet.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/bombas-de-centrifugado/6679071/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [28] “TYPE 2017K CF8M 1-1/2” | Válvula de bola de alta presión, RS Pro, TYPE 2017K CF8M 1-1/2”, Acero inoxidable | RS Pro.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/valvulas-de-bola-manuales/4992830/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [29] “227550 | Válvula de solenoide Burkert 227550, 2 puertos , 24 V, 1plg | Burkert.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/valvulas-de-solenoide/8042055/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [30] “FR5L59PI | Caudalímetro de agua Key Instruments Líquido Acero inoxidable, 6.89bar de presión, 1 → 19 l/min | Key Instruments.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/sensores-de-caudal-interruptores-e-indicadores/3610212/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [31] “Ozone Generator COM-AD-04 - Anseros Advanced Ozone Oxidation Technologies.” [Online]. Available: <http://www.anseros.de/portfolio/ozone-generator-com-ad-04/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [32] “Ozone Gas Analyzer GM-RTI - Anseros Advanced Ozone Oxidation Technologies.” [Online]. Available: <http://www.anseros.de/portfolio/ozone-gas-analyzer-gm-rti/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [33] “Ozone Destructor CAT-TH-400 - Anseros Advanced Ozone Oxidation Technologies.” [Online]. Available: <http://www.anseros.de/portfolio/ozone-destroyer-cat-th-400/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [34] “| Tubo flexible RS Pro PVC 25m de largo Transparente, diám. ext. 25.75mm, reforzado, 135mm de radio del codo |.” [Online]. Available: [http://es.rs-online.com/web/p/tubos-flexibles/0440896/?origin=PSF\\_437788%7Cacc](http://es.rs-online.com/web/p/tubos-flexibles/0440896/?origin=PSF_437788%7Cacc). [Accessed: 13-Jul-2017].
- [35] “ACF00007-C | Tubo flexible Saint-Gobain Tygon S3 E-3603 15m de largo Transparente, diám. ext. 6.4mm, No, para aplicaciones Varias | Saint-Gobain.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/tubos-flexibles/3139505/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [36] “AN800038 | Tubo flexible Saint-Gobain Tygon®XL-60 15m de largo Transparente, diám. ext. 19.1mm, 63.5mm de radio del codo | Saint-Gobain.” [Online]. Available: <http://es.rs-online.com/web/p/tubos-flexibles/7621332/>. [Accessed: 13-Jul-2017].
- [37] “Transmisor multiparamétrico M800 - Descripción general - METTLER TOLEDO.” [Online]. Available: <http://www.mt.com/es/es/home/products/Process-Analytics/transmitter/multi-parameter-digital-transmitter-M800.html>. [Accessed: 25-Jul-2017].
- [38] “InLab Max Pro ISM - Descripción general - METTLER TOLEDO.” [Online]. Available: [http://www.mt.com/es/es/home/products/Laboratory\\_Analytics\\_Browse/pH/sensor\\_electrode/ph\\_reference\\_electrodes/Fast\\_Results/30248830.html](http://www.mt.com/es/es/home/products/Laboratory_Analytics_Browse/pH/sensor_electrode/ph_reference_electrodes/Fast_Results/30248830.html). [Accessed: 13-Jul-2017].



- [39] “InLab® OptiOx - Descripción general - METTLER TOLEDO.” [Online]. Available:  
[http://www.mt.com/es/es/home/products/Laboratory\\_Analytics\\_Browse/pH/sensor\\_electrode/DO\\_Sensors/Optical\\_DO\\_Sensors/51344621.html](http://www.mt.com/es/es/home/products/Laboratory_Analytics_Browse/pH/sensor_electrode/DO_Sensors/Optical_DO_Sensors/51344621.html). [Accessed: 13-Jul-2017].
- [40] “Fugas en sistemas de aire comprimido Revista Petroquímica, Petróleo, Gas, Química & Energía.”
- [41] “Plan Estable - Iberdrola.” [Online]. Available:  
<https://www.iberdrola.es/hogar/luz/plan-estable>. [Accessed: 13-Jul-2017].



# ANEXOS



***ANEXO 1: DATOS EXPERIMENTALES Y CONSTANTES CINÉTICAS  
PARA EL CÁLCULO DEL TIEMPO DEL SBR EN MATLAB***

```
%% 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;  
bA=bA_dias/24;  
KNH=1;  
KOA=0.4;  
KA=0.08/24;  
Kla=20;  
Ssat=8.6;
```

```
%Datos iniciales para arranque de programa.
```

```
XS0=0; % g/m^3  
S0=695.6; % g/m^3 (DQO)  
XBH0=2436.4; % g/m^3 (% SST heterótrofas)  
XBA0=609.1; % 609.1 g/m^3 (% SST autótrofas)  
S00=1; % g/m^3  
SNO0=0;  
SNH0=16.5; %g/m3 %trasformar cloruro amonio del alimento en amonio  
SND0=6.7; % Sacar con el kit (dilución del alimento)  
XND0=0;  
SALK0=175;
```

**ANEXO 2: - MATRIZ ESTEQUIOMÉTRICA DEL ASM1: CINÉTICA DE  
LOS PROCESOS Y PARÁMETROS ESTEQUIOMÉTRICOS DEL  
MODELO DE LODOS ACTIVADOS**

Table 1 Substance concentrations and processes of ASM 1

No.	Symbol	Substance	Processes
1	S <sub>i</sub>	Soluble inert organic matter	Aerobic growth of heterotrophs
2	S <sub>s</sub>	Readily biodegradable substrate	Anoxic growth of heterotrophs
3	X <sub>i</sub>	Particulate inert organic matter	Aerobic growth of autotrophs
4	X <sub>s</sub>	Slowly biodegradable substrate	Decay of heterotrophs
5	X <sub>H</sub>	Active heterotrophic biomass	Decay of autotrophs
6	X <sub>A</sub>	Active autotrophic biomass	Ammonification of soluble organic nitrogen
7	X <sub>P</sub>	Particulate products from biomass decay	Hydrolysis of particulate organics
8	C	Dissolved oxygen	Hydrolysis of particulate organic nitrogen
9	S <sub>NO</sub>	Nitrate and nitrite nitrogen	
10	S <sub>NH4</sub>	Ammonium and amonia nitrogen	
11	S <sub>NS</sub>	Soluble degradable organic nitrogen	
12	X <sub>ND</sub>	Particulate degradable organic nitrogen	
13	S <sub>Alk</sub>	Alkalinity	

Units for symbols 1–7: mol L<sup>-1</sup> COD; units for symbol 8: mol L<sup>-1</sup> COD; units for symbols 9–12: mol L<sup>-1</sup> N; units for symbol 13: mol L<sup>-1</sup>.

Table 2 Process kinetics and stoichiometric parameters of the activated sludge model ASM 1

Component (j) →	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
j Process (j)	S <sub>i</sub>	S <sub>s</sub>	X <sub>i</sub>	X <sub>s</sub>	X <sub>H</sub>	X <sub>A</sub>	X <sub>P</sub>	c'	S <sub>NO<sub>3</sub></sub>	S <sub>NH<sub>4</sub></sub>	S <sub>ND</sub>	X <sub>ND</sub>	S <sub>Alk</sub>	Process rate r <sub>j</sub> [ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> ]
1 Aerobic growth of heterotrophs		$\frac{1}{Y_{XH/SS}^0}$			1			$\frac{1 - Y_{XH/SS}^0}{Y_{XH/SS}^0}$		$i_{XB}$			$\frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_{max,H} \frac{S_s}{K_S + S_s} \frac{c'}{K_H + c'} X_H$
2 Anoxic growth of heterotrophs		$\frac{1}{Y_{XH/SS}^0}$			1				$\frac{1 - Y_{XH/SS}^0}{2.86 Y_{XH/SS}^0}$	$i_{XB}$			$\frac{1 - Y_{XH/SS}^0}{14 \cdot 2.86 Y_{XH/SS}^0}$	$\mu_{max,H} \eta \frac{S_s}{K_S + S_s} \frac{K_{i0}}{K_H + c'}$ $\frac{i_{XB}}{K_{NO} + S_{NO}} X_H$
3 Aerobic growth of autotrophs						1		$\frac{4.57 - Y_{XA/NH_4}^0}{Y_{XA/NH_4}^0}$	$Y_{NO_3/XA}^0$	$i_{XB} - \frac{1}{Y_{XA/NH_4}^0}$			$\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7 Y_{XA/NH_4}^0}$	$\mu_{max,A} \frac{S_{NH_4}}{K_{SA} + S_{NH_4}}$ $\frac{c'}{K'_A + c'} X_A$
4 Decay of heterotrophs				$1 - f_i$	$-1$		$f_p$							$k_{dH} X_H$
5 Decay of autotrophs				$1 - f_i$	$-1$		$f_p$							$k_{dA} X_A$
6 Ammonification of soluble organic nitrogen										1	1		$\frac{1}{14}$	$k_s S_{ND} X_H$
7 Hydrolysis of particulate organics				1										$k_H \frac{X_s / X_H}{K_X + (X_s / X_H)} \left( \frac{c'}{K_H + c'} \right.$ $\left. + \eta_n \frac{K_{i0}}{K_{i0} + c'} \frac{S_{NO_3}}{K_{NO} + S_{NO_3}} \right) X_H$
8 Hydrolysis of particulate organic nitrogen											1	1		$k_n (X_{ND} / X_i)$



**ANEXO 3: PRESUPUESTO DEL GENERADOR DE OZONO**

**esaltia!**

**Oferta**

E.S. CREATIVIDAD, INNOVACION Y DESARROLLO S.L.U.- C/ San Antoni, N° 25 - 03510, Callosa d'en Sarrià - Alicante (España). Tel: +34965881658 info@esaltia.com - www.esaltia.com

Fecha 11-jul-17 Oferta N° 252-17  
Referencia EQUIPO GENERADOR DE OZONO COM-AD-04  
Cliente EPSA Att. Sra. Antonia Valor Rizo

Nombre ESCUELA TECNICA SUPERIOR ALCOY  
E-mail avalor@iqn.upv.es Tel.: 966.528.460 Fax: \_\_\_\_\_

Cantidad	Descripción	Precio	Dto. %	Total
1	<b>GENERADOR DE OZONO ANSEROS COM-AD-04</b> Capacidad de producción de ozono 20 g/h  TRANSPORTE INCLUIDO INSTALACION NO INCLUIDA MANUALES DE USO E INSTALACION INCLUIDOS  MANUAL DE USO E INSTALACION INCLUIDO	9850,00		9850,00

<b>CONDICIONES DE VENTA:</b>  IVA: INCLUIDO FORMA DE PAGO: 50% POR ADELANTADO, 50% ANTES DE ENTREGA CONDICIONES DE ENVÍO: CIF CASA DEL CLIENTE COSTE TRANSPORTE A CARGO DE ESALTIA SEGURO TRANSPORTE A CARGO DE ESALTIA EMBALAJE INCLUIDO  INSTALACIÓN: NO INCLUIDA FORMACIÓN: MANUALES DE USO INCLUIDOS TIEMPO DE ENTREGA: APROX. 3 SEMANAS GARANTÍA: 12 MESES VALIDEZ DE LA OFERTA: 1 MES	Subtotal	9.850,00
	21% .V.A.	2.068,50
	<b>Total</b>	<b>11.918,50 €</b>

E.S. Creatividad, Innovación y Desarrollo s.l.u.  
 C/ Sant Antoni, 25  
 03510 Callosa D'en Sarria  
 Alicante - España  
 info@esaltia.com

[www.esaltia.com](http://www.esaltia.com)

**ANEXO 4: HOJA DE EXCEL PARA EL CÁLCULO DE LAS AMORTIZACIONES DE LA INVERSIÓN INICIAL**

Cuadro de datos		Cuadro de amortización					
		Numero de pagos	Cuota	Intereses	Amortización	Capital Vivo	Capital Amortizado
2	Importe		40.000,00 €				
3	Duración en años	0				40.000,00 €	
4	Tipo de interés	1	4.677,26 €	1.180,00 €	3.497,26 €	36.502,74 €	3.497,26 €
5	Período de pago	2	4.677,26 €	1.076,83 €	3.600,43 €	32.902,31 €	7.097,69 €
6	Interés del periodo	3	4.677,26 €	970,62 €	3.706,64 €	29.195,66 €	10.804,34 €
7	Total pagos	4	4.677,26 €	861,27 €	3.815,99 €	25.379,67 €	14.620,33 €
8		5	4.677,26 €	748,70 €	3.928,56 €	21.451,11 €	18.548,89 €
9		6	4.677,26 €	632,81 €	4.044,45 €	17.406,65 €	22.593,35 €
10		7	4.677,26 €	513,50 €	4.163,77 €	13.242,89 €	26.757,11 €
11		8	4.677,26 €	390,67 €	4.286,60 €	8.956,29 €	31.043,71 €
12		9	4.677,26 €	264,21 €	4.413,05 €	4.543,24 €	35.456,76 €
13		10	4.677,26 €	134,03 €	4.543,24 €	- 0,00 €	40.000,00 €

**ANEXO 5: PRESUPUESTO DE LOS REACTIVOS UTILIZADOS PARA EL ALIMENTO DEL REACTOR SBR**



AKRALAB S.L.  
CIF B03362621  
POL.IND. LAS ATALAYAS  
AVDA. DE LA ANTIGUA PESETA, 77  
BUZON 20212  
03114 ALICANTE  
ALICANTE

Tel: 902 222 275  
Fax 902 154 165  
atencion.clientes@akralab.es  
www.akralab.es

Fecha Presupuesto	Nº Presupuesto	Realizado por
12/07/2017	SQ17004330	JOSE FCO MORA MAS

**Presupuesto**

UPV DPTO.QUIMICA Y NUCLEAR - ANTONIA VALOR  
C/ PLAZA DE FERRANDIZ Y CARBONELL  
EDIFICIO CARBONELL  
03801 ALCOI/ALCOY  
ALICANTE  
España

Teléfono.....: 966528460/966528453  
Fax.....: 966528409  
Cliente .....: 20905

Página .....: 1 / 3  
SQ .....: SQ17004330-1  
Solicitud.....: MARTA CROS  
Su ref.....:  
Pago.....: Habitual

Artículo	Descripción	Config.	Marca	Calidad	Cantidad	Precio	Dto.	Importe	IVA
145801132656	DI-SODIO HIDRIGENO FOSFATO 7-HIDRATO	1KG	PANREAC	PA-ACS	1,00	46,000	15,00	39,10	21%
502034403695	PEPTONA BACTERIOLOGICA	500GR	CULTIMED		1,00	73,574		73,57	21%
102001131086	ALCOHOL ETILICO ABSOLUTO	1L PP	PANREAC	PA	1,00	9,500		9,50	21%
100110Z00005	IMPUESTO ESPECIAL ALCOHOL ABS X1L SEGUN LEY 38/1992	1L			1,00	9,734	15,00	8,27	21%
102001131121	AMONIO CLORURO	500GR	PANREAC	PA	1,00	27,900	15,00	23,72	21%
000010	Éter dimetilico del dietilenglicol estabilizado para síntesis REF: 8.02934.1000 Merck Millipore				1,00	162,000	15,00	137,70	21%

Código de impuestos	Importe de descuento	Base imponible	Cuota
21%	0,00	291,86	61,29

Recuerde que para pedidos inferiores a 125,00 € + IVA se cargará en factura en concepto de tramitación de pedido y transporte: 10,00 € + IVA en península , 20,00€ + IVA en Baleares y 30,00€ en Islas Canarias, Ceuta y Melilla. Se incluirán 40,00€ de gastos fijos por gestión de aduanas en Islas Canarias, Ceuta y Melilla.  
Una vez enviada la mercancía nuestras agencias entregan en 24-48 horas en horario comercial, en península.

Base	Portes/G. Aduanas	0% Dto. P. P.	Impuestos	Total
291,86 €	0,00€	0,00€	61,29 €	353,15 €

El precio total del presupuesto es IVA incluido. La validez de esta oferta es de 30 días desde la recepción de la misma. Rogamos que en el caso de aceptar este presupuesto nos lo envíen por fax firmado al 902 154 165. Para pedidos inferiores a 125 € + IVA se cargará en factura en concepto de transportes y tramitación de pedidos de venta 10 € + IVA en península y 20 € + IVA en Baleares. Sujeto a las condiciones generales de compra venta y prestación de servicios que se acompañan. En el caso de ser aceptado el presupuesto, estos precios serán vigentes si no hay variación de precios de materias primas o bien por nuestro proveedor.

