



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

Estudio comparativo de la aplicación del proceso Oxidative Settling Anaerobic (OSA) y la incorporación del proceso de digestión anaerobia, en una EDAR de 80.000 habitantes equivalentes.

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

AUTOR/A: Flor Jiménez, Alba

Tutor/a: Iborra Clar, Alicia

CURSO ACADÉMICO: 2023/2024

Agradecimientos

“Tras el largo periodo de trabajo, me encuentro en el momento más complicado de escribir, los agradecimientos a todas las personas que han estado conmigo no solo durante la realización de este tfg sino durante los cuatro años que ha durado el Grado de Ingeniería Química.

En primer lugar, quiero agradecer a mi familia por su apoyo incondicional y comprensión durante estos 4 años. Especialmente, quiero agradecer a mi hermano David por su empatía al escucharme y por ser tan hábil en distraerme y despejarme.

Gracias a mi tutora Alicia, por brindarme las herramientas necesarias para completar el trabajo de fin de grado satisfactoriamente. Tu dedicación y entrega han sido de gran ayuda.

También me gustaría agradecer a mis compañeros Iván, Lucía, Nayrim, Silvia, Hermes, Fran y Elena, por todos los momentos absurdos vividos en la carrera y que han permitido que sea más llevadera y por la ayuda y apoyo que nos hemos dado mutuamente al remar juntos en el mar (a veces tormentoso) que es el grado.

En concreto me gustaría agradecer a los compañeros Sandra Llopis y Álvaro Marín por su paciencia, conocimiento y disposición al responder todas mis preguntas sobre el simulador utilizado en el presente tfg. Además me gustaría extender mi agradecimiento a Estefania Escudero, mi tutora de tfg de la empresa. Sin su apoyo y ayuda el tfg no habría quedado igual de espectacular y su paciencia, conocimiento y dedicación han sido fundamentales en mi proceso de aprendizaje y en la calidad del proyecto final. No me olvido de David Hidalgo, a quien le debo haber comenzado las prácticas y, en definitiva, la realización del TFG, ya que fue la persona que decidió darme la oportunidad de entrar en la empresa.”

Resumen

El aumento de la población en el mundo conlleva el aumento del consumo del agua y por consiguiente, el aumento del volumen de las aguas residuales. Las Estaciones De Aguas Residuales asimilan este aumento de caudal generando más fango, el cual se utiliza principalmente como abono en tierras de cultivo. Sin embargo, su uso como fertilizante está restringido por la ley y el mercado limitado que existe, por lo tanto, replantearse nuevas técnicas para reducir el volumen de fangos generados es cada vez más urgente.

En el presente Trabajo de Fin de Grado, se estudiará la posibilidad de modificar la línea de aguas y fangos de una EDAR de dos formas distintas. La primera forma (método OSA) consistirá en introducir un tanque con agitación en la circulación externa del tratamiento secundario y la segunda forma consistirá en añadir un digestor anaerobio (DA) a continuación del espesador y anterior a la centrífuga, en la línea de fangos. El estudio se realizará mediante el software WEST.

Palabras Clave: Fangos; Depuradora de aguas residuales; Digestión anaerobia; EDAR; Agua.

Resum

L'augment de la població al món comporta l'augment del consum de l'aigua i, per tant, l'augment del volum de les aigües residuals. Les Estacions D'Aigües Residuals assimilen aquest augment de cabal generant més fang, el qual s'utilitza principalment com a adob a terres de cultiu. No obstant això, el seu ús com a fertilitzant està restringit per la llei i el mercat limitat que existeix, per tant, replantejar noves tècniques per reduir el volum de fangs generats és cada vegada més urgent.

En aquest Treball de Fi de Grau, s'estudiarà la possibilitat de modificar la línia d'aigües i fangs d'una EDAR de dues maneres diferents. La primera forma (mètode OSA) consistirà a introduir un tanc amb agitació a la circulació externa del tractament secundari i la segona forma consistirà a afegir un digestor anaerobi (DA) a continuació de l'espessidor i anterior a la centrífuga, a la línia de fangs. L'estudi es realitzarà mitjançant el programa WEST.

Paraules clau: Fangs; Depuradora d'aigües residuals; Digestió anaeròbia; EDAR; Aigua.

Abstract

The increase in the world's population leads to an increase in water consumption and, consequently, an increase in the volume of wastewater. Wastewater treatment plants assimilate this increased flow by generating more sludge, which is mainly used as fertilizer on farmland. However, its use as fertilizer is restricted by law and the limited market that exists, therefore, rethinking new techniques to reduce the volume of sludge generated is becoming increasingly urgent.

In this Final Degree Project, we will study the possibility of modifying the water and sludge line of a WWTP in two different ways. The first way (OSA method) will consist of introducing a tank with agitation in the external circulation of the secondary treatment and the second way will consist of adding an anaerobic digester (AD) after the thickener and before the centrifuge, in the sludge line. The study will be carried out using WEST software.

Keywords: Sludge; Wastewater treatment plant; Anaerobic digestion; WWTP; Water.

Índice general

Resumen	III
Índice general	XI
Índice de tablas	XIII
Índice de figuras	XV
Listado de abreviaturas	XVII
I Memoria	1
1 Justificación	3
1.1 Justificación académica	3
1.2 Objetivos de Desarrollo sostenible	4
2 Objetivos	5
3 Marco teórico	7
3.1 Introducción	7
3.2 Descripción general de una EDAR.	8
3.3 Descripción del caso de estudio.	12
3.4 Legislación del uso del fango en el sector agrícola.	14
3.5 Límites de vertido.	15
3.6 Descripción del proceso Oxidative Settling Anaerobic (OSA).	15
3.7 Descripción de la digestión anaeróbica.	18
3.8 Software de simulación WEST.	19
3.9 Requisitos y limitaciones del estudio.	20
4 Metodología	23
5 Resultados	27
5.1 Resultados de la Fase I: Calibración.	27
5.2 Resultados de la Fase II: Simulación del digester anaerobio.	28
5.3 Resultados de la Fase III: Simulación con el proceso OSA.	29
6 Diseño de la instalación	33
6.1 Diseño del digester.	33
6.2 Sistema de agitación.	35

6.3	Diseño de la línea de gas.	36
6.4	Diseño del digestor.	42
7	Diagrama de flujo	45
8	Estudio de la rentabilidad en la producción de biogás	47
9	Impacto económico de las mejoras propuestas	51
II	Presupuesto	53
10	Introducción	55
11	Presupuestos parciales y totales de la digestión anaeróbica	57
11.1	Obra civil.	57
11.2	Mano de obra.	59
11.3	Equipos principales y complementos.	60
11.4	Coste de ejecución por material.	62
11.5	Coste de ejecución por contrata.	62
12	Presupuestos parciales y totales de la digestión anaeróbica	63
12.1	Obra civil.	63
12.2	Mano de obra.	65
12.3	Valvulería e impulsiones.	66
12.4	Coste de ejecución por material.	66
12.5	Coste de ejecución por contrata.	66
12.6	Coste total.	67
III	Planos	69
IV	Anexos	73
	Bibliografía	77

Índice de tablas

3.1 Relaciones entre el IVF y las características de sedimentación de los lodos activos. FUENTE: Grady et al., 1999.	11
3.2 Parámetros de control operacional actuales.	14
3.3 Valores límite para el uso de fangos en aplicaciones agrícolas.	14
3.4 Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas re- siduales urbanas mediante tratamiento secundario. FUENTE: Directiva 91/271/CEE. 15	
3.5 Límites de fósforo total, nitrógeno total y conductividad marcados por la EPSAR para la depuradora de estudio.	15
5.1 Comparación de los valores experimentales frente a los simulados.	27
5.2 Valores del effluente en la simulación con el digester anaerobio. (1/2)	28
5.3 Valores de la simulación con el digester anaerobio. (2/2)	28
5.4 Valores del effluente en la simulación con el proceso OSA. (1/2)	29
5.5 Valores de la simulación con el proceso OSA. (2/2)	31
6.1 Características del motor de cogeneración modelo JENBACHER J208. FUENTE: JENBACHER, s.f.	38
8.1 Precios de referencia según el periodo de la Tarifa 6.1 TD.	48
11.1 Presupuesto de la preparación del terreno del digester anaerobio.	57
11.2 Presupuesto de la construcción de la estructura del digester.	58
11.3 Acceso a cubierta del digester.	59
11.4 Coste total de la obra civil del digester.	59
11.5 Coste mano de obra del digester.	59
11.6 Resumen del coste de mano de obra del digester anaerobio.	59
11.7 Coste de los equipos principales.	60
11.8 Coste de la valvulería e impulsiones del digester anaerobio.	61
11.9 Resumen equipos principales y complementos.	62
11.10 Coste de ejecución material del digester.	62
11.11 Coste de ejecución por contrata del digester anaerobio.	62
11.12 Coste total del digester anaerobio.	62
12.1 Presupuesto de la preparación del terreno para el proceso OSA.	63
12.2 Presupuesto de la construcción de la estructura de los reactores OSA.	64
12.3 Acceso a cubierta de los reactores OSA.	65
12.4 Coste total de la obra civil de los reactores OSA.	65
12.5 Coste mano de obra de los reactores OSA.	65

12.6 Resumen del coste de mano de obra de los reactores OSA. 65
12.7 Valvulería e impulsiones de los reactores OSA. 66
12.8 Resumen valvulería e impulsiones. 66
12.9 Coste de ejecución material de los reactores OSA. 66
12.10 Coste de ejecución por contrata de los reactores OSA. 66
12.11 Coste total del proceso OSA. 67

Índice de figuras

3.1	Gráfico que representa el crecimiento de la población en la Comunidad Valenciana durante el periodo 2011-2022. FUENTE: INE	7
3.2	Gráfico donde se representan los diferentes usos del lodo en la comunidad Valenciana durante 2022. FUENTE: EPSAR.	8
3.3	Esquema del funcionamiento bioquímico del proceso aerobio. FUENTE: Martí Deulofeu y Martí Costa, 2022.	10
3.4	Esquema del funcionamiento bioquímico del proceso anaerobio. FUENTE: Martí Deulofeu y Martí Costa, 2022.	11
3.5	Esquema de los procesos de nitrificación y desnitrificación. FUENTE: Elaboración propia.	12
3.6	Esquema del metabolismo de las bacterias PAO. FUENTE: Elaboración propia.	12
3.7	Vista aérea de la depuradora de caso de estudio.	13
3.8	Gráfico que resumen los resultados de reducción obtenidos mediante el proceso OSA en la bibliografía.	18
3.9	Tipos de reactores en el entorno WEST.	19
3.10	Calculadoras del entorno WEST.	20
3.11	Elementos de WEST para el tratamiento de lodos.	20
4.1	Diagrama de bloques del proceso con la digestión anaerobia.	25
4.2	Esquema de la modificación con el proceso OSA.	26
5.1	Gráfico que relaciona el fango generado en la digestión anaerobia frente al tiempo de residencia.	29
5.2	Resultados de la simulación del digestor.	30
5.3	Gráfico que relaciona el fango generado en el proceso OSA frente al tiempo de residencia.	30
6.1	Disposición a escala real del digestor anaerobio y otros equipos. FUENTE: Elaboración propia.	34
6.2	Imagen de la <i>Tabla 27.1.a Clases de exposición relativas al hormigón estructural</i> del Código Estructural. FUENTE: “Real Decreto 470/2021, de 29 de junio”, 2021.	34
6.3	Imagen de la <i>Tabla 27.1.b Clasificación de la agresividad química</i> . FUENTE: “Real Decreto 470/2021, de 29 de junio”, 2021.	35
6.4	Dispositivos usados para mezclar en los digestores. FUENTE: Inc. et al., 2013.	36
6.6	Motor de cogeneración modelo JENBACHER TYPE 2: J208. FUENTE: JENBACHER, s.f.	37

6.5 Gasómetro de biogás de doble membrana con forma de cúpula de $\frac{1}{2}$ D. FUENTE: ZORG BIOGAS, s.f. 37

6.7 Antorcha FAI 32-350. FUENTE: ZORG BIOGAS, s.f. 38

6.8 Datos del espesador. 40

6.9 Especificaciones y funcionamiento del intercambiador de calor Micro. FUENTE: ALFALAVAL, s.f. 41

6.10 Especificaciones técnicas del agitador para el reactor OSA. FUENTE: Sulzer, 2024. 42

6.11 Disposición a escala real de los reactores OSA. FUENTE: ALFALAVAL, s.f. 42

8.1 Tarifa 6.1 TD. FUENTE: Energía, 2024. 48

8.2 Gráfico sectorial de los porcentajes de periodos por año. FUENTE: Elaboración propia. 49

12.1 Simulación del proceso OSA en el software WEST. 75

12.2 Simulación de la digestión anaerobia en el software WEST. 76

Listado de abreviaturas

AGV Ácidos grasos volátiles.

CAF Flotador de aire cavitado.

CAS Sistema convencional de lodos activados.

DA Digestión anaerobia.

DAF Flotador de aire disuelto.

DPH Dominio Público Hidráulico.

DQO Demanda Química de Oxígeno.

EDAR Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales.

EPS Sustancias poliméricas extracelulares.

EPSAR Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana.

HE Habitantes equivalentes.

INE Instituto Nacional de Estadística.

IVE Instituto Valenciano de la Edificación.

MBR Reactor Biológico de Membranas.

NT Nitrógeno Total.

ODS Objetivos de Desarrollo Sostenible.

OSA Oxic Settling Anaerobic.

PAO Bacterias acumuladoras de fósforo.

PCI Poder Calorífico Inferior.

PCS Poder Calorífico Superior.

PHB Polihidroxi butirato.

PT Fósforo Total.

SBR Reactor Biológico Secuencial.

SRT Tiempo de retención de sólidos.

SS Sólidos en suspensión.

SSLM Sólidos Suspendidos de Licor Mezcla.

TFG Trabajo Fin de Grado.

TIR Tasa Interna de Retorno.

VAN Valor Actual Neto.

Yobs Rendimiento de biomasa heterótrofa.

Parte I

Memoria

Capítulo 1

Justificación

1.1 Justificación académica

Con el aumento de la población mundial, el consumo de recursos y generación de residuos ha aumentado sustancialmente. Este aumento poblacional, junto con el aumento de la actividad industrial, se ve reflejado en la producción de fangos de las estaciones depuradoras. A pesar de los diferentes procesos de concentración y deshidratación llevados a cabo en las depuradoras, los elevados costes que supone su gestión y las limitaciones legislativas, obliga a buscar otras formas de tratar y revalorizar el fango para reducir los costes asociados a este.

Actualmente, el principal uso que se le da al fango procedente de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) se reduce al compostaje, aplicación agrícola y a la obtención de energía mediante su quema en cementeras. Sin embargo y con el avance de la tecnología, han surgido nuevas técnicas de revalorización del fango procedente de las depuradoras, como por ejemplo son la pirólisis o la gasificación. No obstante, generalmente las depuradoras no disponen de las instalaciones adecuadas y deben de subcontratar estos servicios a empresas externas, lo cual, conlleva costes que aumentan en función del volumen de fango generado.

Así mismo, existen otros usos menos convencionales como puede ser la obtención de material cerámico (ecobrik) tras la cocción de una mezcla de fango y arcilla.

La reducción de los costes asociados a la gestión posterior de los fangos generados en las EDAR podría ser llevada a cabo mediante la reducción del volumen de fangos producido. Una posible forma sería mediante la introducción de un digestor anaerobio en la línea de los fangos o mediante procesos menos convencionales como puede ser el proceso Oxidative Settling Anaerobic (OSA), el cual consiste en promover el canibalismo de los microorganismos al inducirlos en un estado de estrés.

1.2 Objetivos de Desarrollo sostenible

Los contenidos de este TFG se pueden relacionar con los siguientes Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) :

- **ODS 6: Agua limpia y saneamiento.** Este ODS trata de asegurar la disponibilidad y gestión sostenible del agua y el saneamiento. Reducir el volumen de fangos, mejora la eficacia de aguas residuales, contribuyendo así a la gestión sostenible del agua y promoviendo un tratamiento más efectivo y limpio.
- **ODS 9: Industria, Innovación e Infraestructura.** Este ODS consiste en promover la industrialización inclusiva y sostenible, y fomentar la innovación. La implementación de procesos recientes como OSA o más convencionales como la digestión anaerobia promueven prácticas más sostenibles en el tratamiento de aguas residuales.
- **ODS 12: Producción y consumo responsable.** Este ODS se centra en garantizar modalidades de consumo y producción sostenibles. La reducción del volumen de fangos implica una gestión eficiente de los recursos.
- **ODS 13: Acción por el clima.** Este ODS pretende adoptar medidas para combatir el cambio climático y sus defectos. La reducción del volumen de fangos, permite reducir la huella de carbono de la planta, contribuyendo a reducir el efecto invernadero.

Capítulo 2

Objetivos

El objetivo principal es evaluar la viabilidad para conseguir la reducción del volumen de fangos en una depuradora de 80.000 Habitantes equivalentes (HE) con el fin de reducir los costes de evacuación del mismo, por lo que se estudian dos alternativas diferentes:

- Implementación del proceso Oxidative Settling Anaerobic (OSA).
- Implementación de un digestor anaerobio en la línea de fangos.

Marco teórico

3.1 Introducción

Como se observa en la Figura 3.1, durante el periodo 2011-2022, la Comunidad Valenciana ha experimentado un crecimiento positivo en su población. Esto conlleva la generación de más fango que debe de ser gestionado por las EDAR, lo que supone un aumento de sus costes operaciones. Actualmente, los costes de gestión de los lodos generados suponen entre un 40-60 % de los costes operativos de las EDAR (Arif et al., 2020) por lo tanto, aplicar técnicas que reduzcan el volumen de fango será cada vez más prioritario.

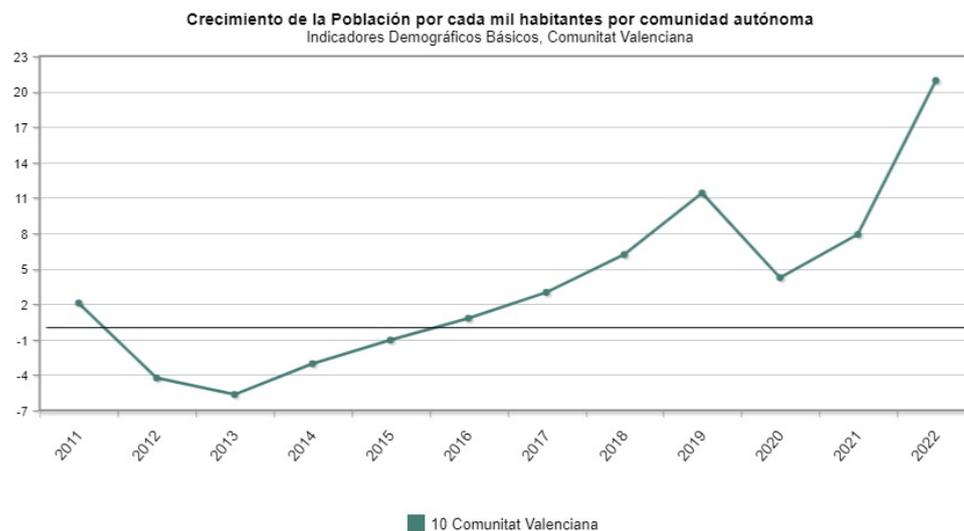


Figura 3.1: Gráfico que representa el crecimiento de la población en la Comunidad Valenciana durante el periodo 2011-2022. FUENTE: INE

Además, durante el 2022 se generó en la Comunidad Valencia un total de 353.298.014 kg de lodo, el cual se repartió en los siguientes usos:

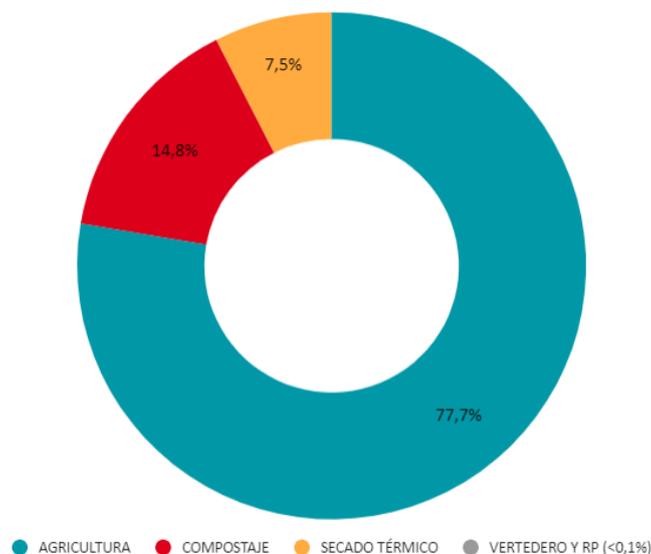


Figura 3.2: Gráfico donde se representan los diferentes usos del lodo en la comunidad Valenciana durante 2022. FUENTE: EPSAR.

Como se observa en la Figura 3.2, la mayor aplicación de los lodos se centra en la agricultura y compostaje, sin embargo, muchas veces ese fango contiene impureza y componentes tóxicos para las plantas, por lo que no se pueden destinar a usos agrícolas.

3.2 Descripción general de una EDAR.

Las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) son instalaciones diseñadas para tratar las aguas residuales antes de ser devueltas al medio ambiente. Su principal objetivo es reducir o eliminar los contaminantes presentes. La configuración de las EDAR varía en función del número de habitantes equivalentes. Los habitantes equivalentes son una forma de cuantificar el tamaño de las depuradoras y se define como la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de cinco días (DBO₅), de 60 gramos de oxígeno por día (Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas)

Sin embargo, la configuración más usual para la línea de aguas consiste en un pretratamiento, decantador primario, tratamiento secundario y tratamiento terciario.

3.2.1 *Pretratamiento*

En este tratamiento inicial se eliminan sólidos voluminosos, arenas y gravas evitando la instalación de erosiones y taponamientos provocadas por la arena y gravas. El proceso se divide en desbaste y desarenado/desengrasado.

- **Desbaste: Rejas y tamices.**

Consiste en la retención de sólidos de tamaños de entre 6-60 mm según la distancia entre los barrotes de las rejas con el objetivo de proteger las bombas y evitar obstrucciones en conducciones y válvulas. Los dos equipos más utilizados en esta etapa son las rejas y los tamices. Las rejas se colocan con cierta inclinación para evitar que el agua choque con demasiada fuerza contra las rejas. En cuanto a su limpieza, puede realizarse manualmente o automáticamente. Los tamices retiran sólidos de menor tamaño por lo que generalmente se encuentran tras las rejas.

- **Desarenado**

Un desarenador consiste en un ensanchamiento del canal y en consecuencia una disminución de la velocidad del fluido de forma que la grava, arena y partículas minerales sedimenten sobre el desarenador. El desarenador presenta cierta inclinación de forma que se acumulen los sólidos en un determinado lugar. Además muchas veces, los sólidos de menor tamaño presentan grasas adheridas a ellos y se deben de gestionar como residuos peligrosos. Por lo tanto, se instalan rasquetas que recogen las grasas para su posterior gestión.

Por lo que respecta al tiempo de retención, se suele situar entre 2 y 5 minutos.

3.2.2 *Tratamiento primario.*

El objetivo del tratamiento primario es eliminar por medios físicos los Sólidos en suspensión (SS) y las materias flotantes (aceite, espumas). Esta separación se realiza por decantación o flotación que los acompaña gracias a sus características de tamaño y densidad (tratamiento físico). También se incluyen los tratamientos que emplean productos químicos para facilitar la eliminación de los SS (tratamiento físico-químico). Se engloban las siguientes partes:

- **Balsas de homogeneización.**

La balsa de homogeneización se utiliza para poder alimentar de forma continua y con un efluente de calidad constante a la depuradora. De esta forma, se reduce el impacto ajustando el pH, el cual se encuentra habitualmente entre 7 y 8, de variaciones puntuales en la cantidad y/o calidad del vertido.

- **Coagulación-Floculación.**

Se trata de un proceso químico en el cual la materia coloidal se convierte en partículas susceptibles de separación por sedimentación.

- Coagulación. Consiste en neutralizar las cargas negativas de los sólidos, favoreciendo la formación de microfloculos. El reactivo utilizado suele ser FeCl_3 .
- Floculación. Se introducen como reactivos polímeros, p.e. el polielectrolito que juntan los microfloculos formando macrofloculos.

- **Decantación**

Se trata de un tanque de base cónica cuya función es la extracción de fangos mediante

gravedad. En los decantadores dinámicos el agua entra por la parte baja para conseguir la mínima turbulencia posible y asciende por la cámara deflectora de forma que esta sube distribuida. Las vías de salida ocupan el perímetro del decantador mediante el puente móvil que lleva instalado 2 raquetas. Una sumergida a modo de barrera para recoger el fango sedimentado y otra superficial para recoger las grasas y los aceites.

■ Flotación

Para separar grasas y aceites, se suele introducir aire por la parte inferior del tanque y las partículas de grasa y aceite se separan de los sólidos. Por diferencia de densidad, flotan en la superficie. Existe principalmente 2 tipos:

- Flotador CAF. Responde a las siglas en inglés de Flotación por Aire Cavitado. Consiste en un sistema de separación mediante burbujas producidas por equipos como por ejemplo una turbina de emisión de aire aspirado del exterior o un equipo que produzca estas burbujas por efecto de cavitación de un agitador modificado instalado en la entrada del depósito.
- Flotador DAF. En este caso, el flotador DAF responde a las siglas en inglés Flotación por Aire Disuelto. La diferencia respecto al CAF es que las burbujas de aire no son generadas por un equipo aireador (turbina o cavitador) sino que se generan al despresurizar una solución sobresaturada en aire.

Es decir, se realiza una mezcla de aire y agua en una cámara de saturación a una presión de 3-6 bares. De esta forma, la capacidad de disolución de aire incrementa según la Ley de Henry, y cuando esa disolución se revierte a presión atmosférica, el aire disuelto en exceso respecto a las condiciones normales se gasifica formando burbujas microscópicas que se adhieren a los flocos confiriéndoles menor densidad y empujándolos hacia la superficie.

3.2.3 Tratamiento secundario.

Consiste en eliminar la materia orgánica biodegradable mediante un proceso biológico ya que una parte significativa se encuentra disuelta en el agua. Se distingue 2 tipos de procesos:

■ Proceso aerobio.

Consiste en el consumo de materia orgánica biodegradable mediante microorganismos aerobios por lo que requieren oxígeno para degradar la materia orgánica. En el siguiente esquema se puede apreciar el fundamento bioquímico:

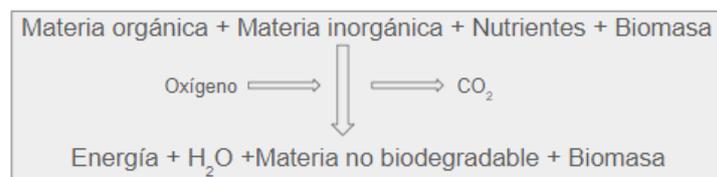


Figura 3.3: Esquema del funcionamiento bioquímico del proceso aerobio. FUENTE: Martí Deulofeu y Martí Costa, 2022.

■ Proceso anaerobio.

En este caso, los microorganismos anaerobios no necesitan oxígeno para degradar la materia.



Figura 3.4: Esquema del funcionamiento bioquímico del proceso anaerobio. FUENTE: Martí Deulofeu y Martí Costa, 2022.

Además existen dos grandes tipos de técnicas biológicas de depuración anaerobia, los fangos activos y los lechos bacterianos. En ellos la población bacteriana se mantiene en un determinado nivel para llegar a un equilibrio entre la carga orgánica a eliminar y la cantidad de microorganismos existentes en el reactor.

- Fangos Activos En los fangos activos, la población microbiana se mantiene suspendida y el desarrollo de los microorganismos se da en forma de flóculos en un depósito agitado y aireado. Sin embargo, un problema común de este tipo de procesos es el crecimiento de microorganismos filamentosos. Estos microorganismos se desarrollan en el interior del flóculo pero su abundancia dificulta la posterior sedimentación del flóculo en el decantador, pudiéndose llegar a índices volumétricos de fango (IVF) de 150-200 ppm como se muestra en la tabla siguiente tabla:

Tabla 3.1: Relaciones entre el IVF y las características de sedimentación de los lodos activos. FUENTE: Grady et al., 1999.

Rango de IVF(mg/L)	Características de compactación y de sedimentación de los lodos activos
<80	Excelente
80-150	Moderado
>150	Pobre

- Lecho bacteriano. Los microorganismos se encuentran adheridos a soportes sólidos que son atravesados por el agua con la materia a degradar. Por otro lado, la eliminación de nutrientes que producen el fenómeno de eutrofización, es decir el nitrógeno y el fósforo, se da creando diferentes condiciones ambientales en los reactores biológicos, los cuales pueden ser de muchos tipos. Los comúnmente empleados son el Reactor Biológico Secuencial (SBR) y Reactor biológico de Membranas (MBR) y Reactor Biológico de Membranas (MBR).

Por otro lado, la eliminación de nutrientes que producen el fenómeno de eutrofización se da creando diferentes condiciones ambientales en los reactores biológicos, los cuales pueden ser de muchos tipos. Los comúnmente empleados son el Reactor Biológico Secuencial (SBR) y Reactor Biológico de Membranas (MBR) entre otros.

Por otro lado, la desnitrificación es el paso de nitrato a nitrógeno gas gracias a las bacterias heterótrofas en condiciones anóxicas, es decir, en ausencia de oxígeno.

Además, la eliminación de fósforo se da mediante el uso de determinados microorganismos llamados Bacterias acumuladoras de fósforo (PAO), estas bacterias en condiciones anaerobias acumulan Ácidos grasos volátiles (AGV) en forma de un polímero orgánico llamado Polihidroxibutirato (PHB) intracelular. Esto conlleva un gasto de energía que es proporcionado por un polímero inorgánico cuando se degrada a (PO₄⁻). Cuando se pasa a condiciones aerobias o anóxicas, los PHB se oxidan y permiten a la bacteria incorporar fósforo soluble

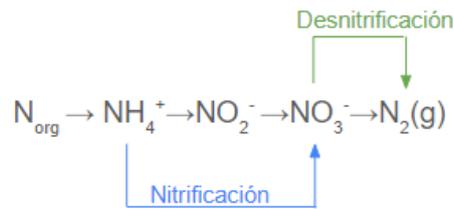


Figura 3.5: Esquema de los procesos de nitrificación y desnitrificación. FUENTE: Elaboración propia.

extracelular según se muestra en la Figura 3.5 y por consiguiente eliminar el fósforo por el fango de purga o secundario.

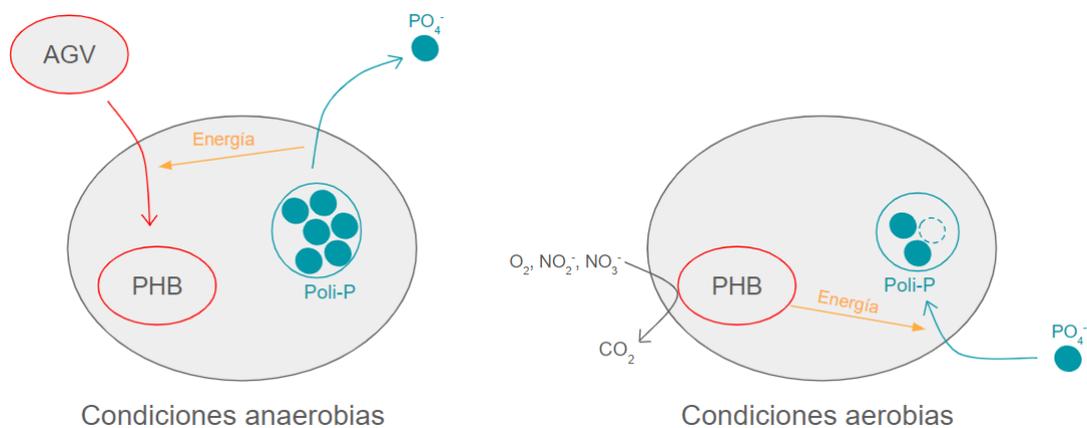


Figura 3.6: Esquema del metabolismo de las bacterias PAO. FUENTE: Elaboración propia.

3.2.4 Tratamiento terciario.

El tratamiento terciario consiste en eliminar los patógenos del agua. En general se inyecta hipoclorito de sodio en la corriente salvo que la finalidad del agua sea de regadío, en cuyo caso, se utiliza lámparas que emiten rayos UV para desinfectarla.

3.3 Descripción del caso de estudio.

La EDAR a la que se va a aplicar el estudio, es una depuradora de 80.000 HE situada en la provincia de Alicante, Comunidad Valenciana, España. Su línea de agua consiste en un pretratamiento, un tratamiento secundario mediante aireación prolongada en una balsa tipo carrusel y un tratamiento terciario con cloración. La línea de fangos consta de un espesador y centrífuga.

El pretratamiento se compone de un proceso de desbaste y desarenador/desengrasador. En el desbaste, se encuentran 3 tamices y 1 tornillo transportador-compactador de sólidos gruesos a contenedor de residuos. Por otro lado, el proceso de desarenado/desengrasado se compone por 2 desarenadores de 13 m de longitud y de 0,90 m de ancho en el caso de la zona de desengrasado y 1,80 m en el caso de la zona de desarenado.

El tratamiento secundario consiste en 2 líneas de tratamiento formada cada una por una zona anaeróbica de 125 m³ agitada por un agitador, una zona anóxica de las mismas características y una balsa tipo carrusel de volumen unitario útil de 6.000 m³. La balsa donde se mantiene un cultivo bacteriano en suspensión, denominado licor mezcla, formado por un gran número de microorganismos agrupados en flóculos. Esta balsa posee en el fondo de una sección del carrusel unos difusores que proporcionan el oxígeno en las zonas aerobias. Por otro lado, el coagulante se dosifica en 2 cámaras de premezcla de 9,2 m³ equipadas con agitadores de mezcla rápida antes de entrar a los decantadores secundarios.

La depuradora cuenta con 2 decantadores secundarios de 1.332 m³ y 22 m de diámetro. Tras la decantación, el agua pasa a un laberinto de cloración de 161 m³ donde 2 bombas de membrana dosifican el hipoclorito. Finalmente, el 20% del agua tratada se vierte a una acequia próxima a las instalaciones y el restante a Dominio Público Hidráulico (DPH).



Figura 3.7: Vista aérea de la depuradora de caso de estudio.

Por otro lado, el fango pasa a un espesador estático de 50 m³ de capacidad y de 4 m de diámetro. Después del espesador, se le dosifica polielectrolito y se introduce en la centrífuga de caudal máximo 2,2 m³/h. A continuación, el escurrido de la centrífuga vuelve a cabecera de planta mientras que el fango se deposita en la tolva de fangos de 45 m³. A continuación, la mitad del fango almacenado se revalorizará agrícolamente mientras que la otra mitad se utilizará posteriormente como compostaje.

Como equipo auxiliar se destaca la desodorización mediante carbón activo para los edificios de pretratamiento y del espesador.

Actualmente, la EDAR con un caudal medio de entrada de 245.246,56 m³/mes, genera 508,98 ton/mes de fango húmedo, con un porcentaje de sequedad del 16,60% y presenta una concentración de sólidos suspendidos de licor mezcla de 4.312,56 ppm. Así mismo, la relación de recirculación (caudal recirculado/caudal tratado) es del 68,1% y los caudales de salida del espesador y salida de agua de la centrífuga son 3.078 m³ y 2.263 m³ respectivamente.

En la Tabla 3.2 se muestran los datos de partida con los que se hace el estudio así como los valores de entrada de la DBO₅, la Demanda Química de Oxígeno (DQO), el nitrógeno total (Nt), los SS y el fósforo total (Pt).

Tabla 3.2: Parámetros de control operacional actuales.

Nombre	Unidad	Valor
Caudal tratado	m ³	245.246,56
Fango evacuado	ton	508,98
Caudal de purga de fangos	m ³	10.488
Relación de recirculación	[1]	68,1
Caudal salida espesador	m ³	3.087
Caudal salida agua centrífuga	m ³	2.263
SSML	ppm	4.312,56
Composición de entrada		
DBO ₅	ppm	511,78
DQO	ppm	854,11
SS	ppm	231,67
Nt	ppm	56,89
Pt	ppm	10,52

3.4 Legislación del uso del fango en el sector agrícola.

Como se ha mencionado anteriormente, el fango se utiliza como compostaje y en aplicaciones agrícolas. La aplicación agrícola se regula en Europa con la Directiva del Consejo, de 12 de junio de 1986, relativa a la protección del medio ambiente y, en particular, de los suelos, en la utilización de los lodos de depuradora en agricultura. Sin embargo, en España el uso agrícola de los fangos se rige por el Real Decreto 1310/1990, del 29 de octubre, el cual regula la utilización de los de depuración en el sector agrario. En él se establecen los límites que se indican en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3: Valores límite para el uso de fangos en aplicaciones agrícolas.

Metal	Valor límite de suelo		Valor límite en fango		Valor límite anual a introducir en suelo (kg/Ha/año)
	Suelos con pH<7	Suelos con pH>7	Suelos con pH<7	Suelos con pH>7	
Cadmio	1	3	20	40	0,15
Cobre	50	210	1.000	1.750	12
Níquel	30	112	300	400	3
Plomo	50	300	750	1.200	15
Zinc	150	450	2.500	4.000	30
Mercurio	1	1,5	16	25	0,1
Cromo	100	150	1.000	1.500	3

Además, se prohíbe la aplicación de fangos en zonas de pasto con una antelación inferior a tres semanas y en cultivos de hortalizas y frutas durante el ciclo vegetativo, con excepción de los árboles frutales.

Así mismo, de acuerdo con la jerarquía de residuos establecida por la Directiva 2018/851/CE, la prevención (p. ej., técnicas de minimización de residuos), la reutilización (p. ej., uso agronómico), el reciclaje (p. ej., recuperación de materia) y la eliminación (por ejemplo, incineración o vertido) debe realizarse en este orden preciso (Collivignarelli et al., 2019).

3.5 Límites de vertido.

Los límites de vertido se establecen en la directiva 91/271 del Real Decreto-Ley 11/1995, de forma que se obligan a las EDAR con tratamiento secundario y sin vertido a zona sensible de cumplir los límites de la Tabla 3.4:

Tabla 3.4: Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento secundario. FUENTE: Directiva 91/271/CEE.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción
DBO5	25 mg/L O ₂	70-90 %
DQO	125 mg/L O ₂	75.00 %
SS	35 mg/L	90.00 %

Sin embargo, la puede establecer límites más restrictivos, que, en el caso de la depuradora de estudio abarcan nitrógeno, fósforo y conductividad eléctrica con los valores de la Tabla 3.5.

Tabla 3.5: Límites de fósforo total, nitrógeno total y conductividad marcados por la EPSAR para la depuradora de estudio.

Parámetros	Concentración
Fósforo total	5 mg/L
Nitrógeno total	25 mg/L
Conductividad	35 mg/L

3.6 Descripción del proceso Oxidic Settling Anaerobic (OSA).

El proceso OSA consiste en incorporar un tanque anaerobio en la recirculación externa de forma que, se crea una condición de estrés cíclico que altera el metabolismo bacteriano, ya que en condiciones anóxicas/anaeróbicas, las bacterias aprovechan sus reservas de ATP para llevar a cabo actividades vitales, mientras que, una vez que se restablecen las condiciones aeróbicas, se utilizan sustratos orgánicos exógenos y nutrientes para restaurar las reservas de ATP en lugar de sintetizar nuevas células (Di Capua et al., 2022), por lo que la ausencia de fuentes orgánicas exógenas dentro del tanque anaeróbico estimulan la actividad catabólica de los microorganismos y reducen la producción global de lodos (Sodhi et al., 2020).

Sin embargo, el estrés cíclico y el catabolismo no son los únicos fenómenos que podrían explicar la reducción de fangos sino que la bibliografía se inclina a suponer que la reducción de fango no se da por un único mecanismo sino que los mecanismos se superponen, lo que dificulta encontrar el verdadero motivo de esta reducción. De hecho, algunos de los mecanismos de reducción de

lodos descritos en la bibliografía incluyen la descomposición endógena, destrucción de Sustancias poliméricas extracelulares (EPS), ciclos de alimentación/ayuno de biomasa, desacoplamiento de energía, depredación de bacterias por organismos superiores, etc.

Por ejemplo, el aumento de la descomposición endógena se entiende como la pérdida general del peso y actividad de la biomasa en la ausencia/falta de sustrato. Esto sucede debido a que la producción de células se limita y la energía es utilizada para movilidad o actividades básicas que mantengan la homeostasis. Otro motivo mencionado anteriormente es la destrucción de Sustancias poliméricas extracelulares. Los EPS son las proteínas, polisacáridos, lípidos, ADN, y otras macromoléculas orgánicas que sirven de matriz necesaria para la adhesión, comunicación y propagación intercelular. En condiciones anaeróbicas, los EPS son expulsados de los flocúlos al igual que los polisacáridos y proteínas que se acumulan en el sobrenadante originado por los EPS (Novak et al., 2003). El mecanismo de degradación de los EPS no está claro, pero (Azize Ayol y Kuzyaka, 2008) demostró que la adición de α -amilasa y β -glucanasa, en otras palabras, mejoró la hidrólisis de los EPS, lo que condujo a la destrucción del floculo.

Otro motivo por el cual se podría explicar la reducción de la biomasa, podría ser el enriquecimiento selectivo de poblaciones bacterianas. Las distintas configuraciones y condiciones de operación tienen especial impacto en la biodiversidad bacteriana que afecta directamente al crecimiento de la biomasa. Wang et al., 2008 demostró que el sistema CAS-OSA poseía un mayor rango de especies bacterianas que en el caso de un CAS. De hecho, Kim et al., 2012 descubrió que existían bacterias similares a las de la digestión anaerobia en el reactor OSA, por lo que procesos como la reducción de sulfato y la producción de metano podría ocurrir en el tanque OSA (An y Chen, 2008 y Saby et al., 2003). Chen et al., 2003 descubrió que el porcentaje de bacterias respiratorias se reducía del 22 % al 6 % del total de las bacterias cuando se exponen a condiciones anaeróbicas sin entrada de alimento, lo que indica que las bacterias con baja actividad microbiana prevalecen sobre el resto.

OSA es un proceso in situ rentable que no tiene efectos desfavorables sobre las propiedades de sedimentación de los lodos y la calidad del efluente (Vitanza et al., 2021) y, por lo tanto, se han implementado varias aplicaciones piloto y a gran escala con el objetivo de reducir el exceso de producción de lodos (Vitanza et al., 2019, Chudoba et al., 1992, Martins et al., 2020, Demir y Filibeli, 2017, Velho et al., 2016, Wang et al., 2008). En los últimos años también se ha estudiado la combinación del proceso OSA con otras tecnologías capaces de reducir el volumen de lodos, como el tratamiento térmico y mecánico (Corsino et al., 2020, Nazif et al., 2016).

Una gran variedad de artículos se basan en la comparación de este sistema con el conocido proceso CAS el cual consiste en un tanque aerobio seguido de un decantador. De hecho, Mannina et al., 2024 obtuvieron en sus resultados rendimientos similares o mayores de eliminación en DQO, DBO y fósforo cuando se compara el proceso OSA con el sistema CAS, lo cual tiene sentido ya que en un sistema CAS no existen zonas anaerobias/anóxicas. Sin embargo, al reducir la producción de biomasa se asimila menos $\text{NH}_4\text{-N}$ y por tanto, la eliminación de nitrógeno amoniacal es menor. Así mismo, el rendimiento de biomasa heterótrofa, entendida como la cantidad de biomasa producida por organismos heterótrofos en relación a la cantidad de sustrato consumido (Yobs), se redujo de 0,44 gVSS/gDQO con el sistema CAS a 0,41 en el proceso OSA. Esto demuestra que se reduce exitosamente el lodo biológico. Finalmente obtuvieron una reducción del 13-17,3 % cuando se introducía el sistema OSA.

A pesar del aumento de coste que supone la implantación del proceso OSA, cuenta con varias ventajas como son: La reducción de fango generado, la estabilidad del proceso y la implementación relativamente sencilla en un CAS a bajos costos operativos (Vitanza et al., 2021). Además, Corsino et al., 2022, indica que la implementación del proceso OSA en condiciones operativas específicas podría teóricamente mejorar la producción específica de metano mediante digestión anaeróbica.

Vitanza et al., 2019, estudiaron el rendimiento de un CAS-OSA a escala piloto durante 16 meses alimentado con aguas residuales y operado en Tiempo de retención de sólidos (SRT) entre 37 y 406 días. Los autores confirmaron que la implementación de OSA condujo a una notable reducción del exceso de lodos en comparación con CAS (entre 28,5 % y 82,7 %) en todos los SRT aplicados. Además Torregrossa et al., 2012, operaron un sistema CAS-OSA con un tiempo de retención hidráulico de 9 horas, reduciendo la producción de lodos en un 35 % con respecto al CAS de referencia.

Ye et al., 2007, evaluaron el impacto de tres tiempos de residencia en el tanque OSA diferentes (5,5; 7,5 y 11,5 horas) y lo compararon con un CAS a escala piloto, revelando que la mayor reducción de lodos fue del 33 % con un HRT de 5,5 horas. Por otro lado, el aumento de HRT en el caso del proceso OSA a 7,5 y 11,5 horas condujo a menores eficiencias de reducción (23 % y 14 %, respectivamente). De manera similar, Corsino, Carabillò et al., 2023 mostraron que disminuir el HRT OSA de 6 a 3 h en un sistema CAS-OSA a escala de laboratorio mejoró ligeramente la reducción de lodos, ya que la reducción general del coeficiente de producción de biomasa, $Y_{obs} = (\text{Kg SSVLM producidos}) / (\text{Kg } DBO_5 \text{ total consumidos})$ en comparación con el CAS de referencia aumentó del 78 % al 80 %. Por lo tanto se concluye que tiempos de retención hidráulicos cortos tienen efectos positivos en la minimización de lodos.

Por otro lado, Corsino, Di Trapani et al., 2023 estudió los efectos secundarios de la implementación del proceso OSA en las unidades de tratamiento de agua de una EDAR piloto para lograr la minimización del exceso de lodos, en términos de producción de metano por digestión anaeróbica en la línea de lodos. En su estudio, demuestra en primer lugar que se consiguió reducir desde un 15 % hasta un 40 % el volumen de lodo generado y que la ganancia general fue positiva lo que indica que la implementación de OSA podría ser una solución rentable para modernizar la EDAR. En este caso el tiempo de retención hidráulica del tanque en la recirculación externa fue de 8-12 horas.

Sin embargo, la falta de comprensión en los mecanismos que subyacen a la minimización de lodos y la hipótesis de que varios mecanismos ocurren simultáneamente dificultan el entendimiento de este proceso. Debido a esto, es complicado determinar las condiciones de operación que maximizan esta reducción así como el porcentaje de reducción. A modo de resumen bibliográfico la figura U muestra el porcentaje de reducción de fangos obtenidos por diferentes autores.

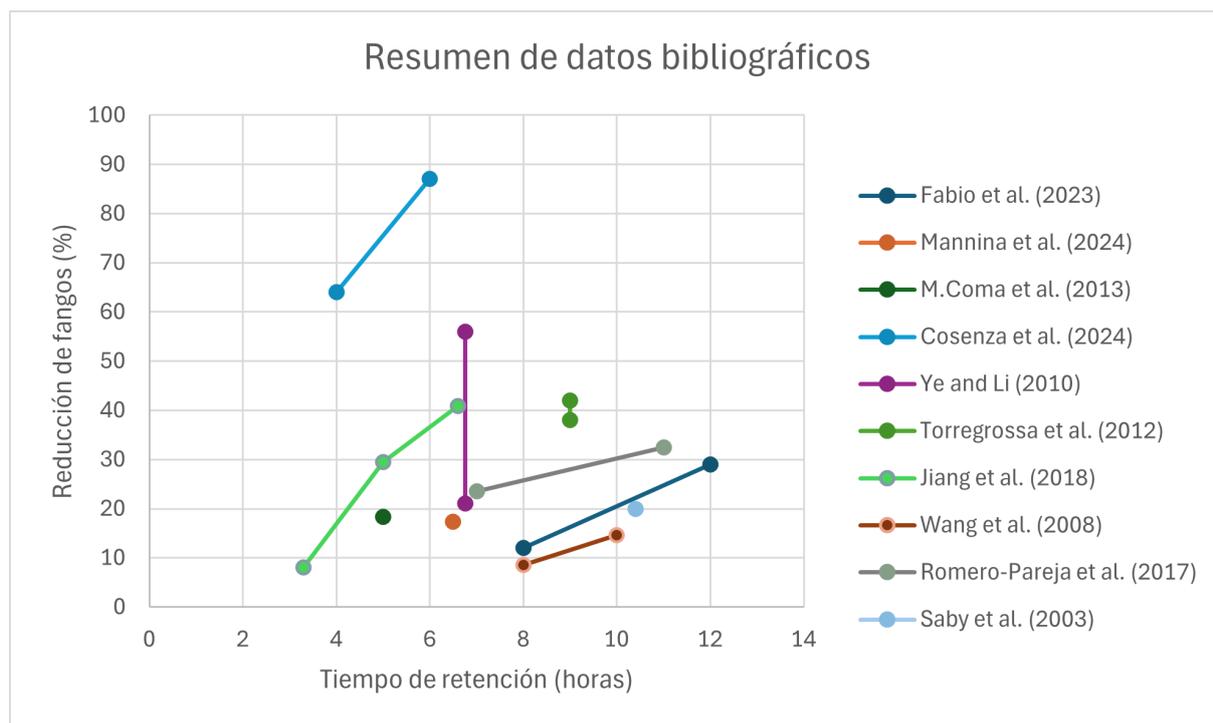


Figura 3.8: Gráfico que resumen los resultados de reducción obtenidos mediante el proceso OSA en la bibliografía.

3.7 Descripción de la digestión anaeróbica.

La DA es un proceso en el cual se degrada biológicamente la materia orgánica asociada al fango en ausencia de oxígeno, con una posterior conversión de energía química del carbono orgánico en biogás y se suele aplicar en grandes EDAR (>100.000 HE) (Corsino, Di Trapani et al., 2023). Los tratamientos de digestión anaerobia de los desechos orgánicos aceleran la descomposición natural del material orgánico en ausencia de oxígeno, si la temperatura, el contenido de humedad y el pH se mantienen cercanos a los valores óptimos (Mendoza Pacheco, 2015)

La temperatura determina la actividad que tendrán las bacterias presentes en el interior del digester: a mayor temperatura mayor será la actividad de las mismas y, por lo tanto, menor será el tiempo necesario que deba permanecer el sustrato en el digester. El proceso de digestión anaerobia puede llevarse a cabo en un intervalo de temperaturas que abarca desde los 0^o hasta 70^o C aunque, en general, a temperaturas bajas ($\leq 15^{\circ}\text{C}$) el proceso de fermentación se ralentiza (Avendaño, 2010).

El tiempo de retención varía según cambios en otros parámetros, como la temperatura y la composición del sustrato, para asegurar la completa realización de todas las reacciones en la digestión anaerobia. Por ejemplo, a temperatura mesofílica de entre 20-45^oC se necesitan de 10 a 40 días para la digestión, mientras que en procesos termofílicos con temperaturas máximas de 75^oC tiende a ser menor, llegando a ser tan corto como 14 días con altas cargas de sólidos. El tiempo de retención está directamente relacionado con la tasa de degradación; si esta es baja, el tiempo de retención aumenta (Kothari et al., 2014).

Sin embargo, en comparación con el proceso OSA, este método resulta menos atractivo económicamente. Por ejemplo, un trabajo de fin de máster (Rodríguez Antolín, 2019) evaluó la viabilidad

económica de la implementación de un digestor anaerobio de 100 m³ en la línea de fangos para una EDAR de 7.000 HE. Los resultados muestran un coste de inversión inicial de 160.984,63 € y el de explotación de 15.976,44 € por lo que se concluye una rentabilidad al cabo de 20 años del 3% y un plazo de recuperación de 11 años.

3.8 Software de simulación WEST.

WEST es una herramienta de simulación basada en relaciones matemáticas y cinéticas químicas utilizada para optimizar el diseño, las operaciones y la automatización de las EDARs. Dentro de las funciones que ofrece, se encuentran:

- La comparación y verificación de alternativas de diseño para nuevas plantas de tratamiento, optimización y mejora de las plantas existentes.
- Desarrollo de procesos personalizados y nuevos bloques de procesos.
- Implementación de estrategias de control avanzadas e incluso, cálculo de la huella de carbono de la EDAR.

Dispone de 2 principales modelos de uso, el ASMd1 que considera la degradación de la materia orgánica pero no la eliminación de los nutrientes y el ASMd2, que sí considera además estos últimos fenómenos y con el cual se realizará el estudio, objeto de este TFG.

A pesar de que WEST dispone de un bloque específico que simula un carrusel, es más recomendable utilizar varios reactores de fangos activos dispuestos en serie para simular el funcionamiento.

WEST posee múltiples elementos de simulación, desde diferentes tipos de tratamientos biológicos tales como el sistema de fangos activos convencionales (Activated Sludge Unit y Oxidation Ditch), MBBR (Moving Bed Bio-Reactor), diferentes tipos de reactores secuenciales diferenciados principalmente por su tipo de alimentación continua (CFCD y CFID) o discontinua (SBR), biofiltros (Trickling Filter), MBR (Membrane Bio-Reactor)...



Figura 3.9: Tipos de reactores en el entorno WEST.

Además dispone de calculadoras capaces de calcular el consumo de oxígeno y la edad del fango así como controladores PI para regular la aireación en las zonas aeróbicas del reactor. Por otro lado, es capaz de graficar en tiempo real diferentes parámetros mediante la instalación de múltímetros como p.e. los valores del efluente de salida para facilitar la comprobación de cumplimiento de vertido, el consumo de oxígeno o los sólidos suspendidos de licor mezcla.

Por otro lado, para la línea de fangos cuenta con centrífuga, espesador, digestor anaerobio, gasómetro, antorchas, calderas... Esta diversidad de elementos permite mayor una mejor adaptación



Figura 3.10: Calculadoras del entorno WEST.

a la configuración real de la planta que se quiere simular, permitiendo resultados más fiables y precisos.



Figura 3.11: Elementos de WEST para el tratamiento de lodos.

Para comenzar la simulación basta con insertar los valores de entrada de la depuradora (DQO, DBO₅, NT, PT, SS y caudal de entrada) e insertar las cinéticas en los reactores, multiparamétricos y digestores anaeróbicos.

3.9 Requisitos y limitaciones del estudio.

3.9.1 Requisitos de diseño.

Para el diseño del digestor y del tanque OSA, será necesario el cálculo del volumen que deben tener, así como el volumen de fangos generados para caracterizar la reducción. Para calcular el volumen necesario, se utiliza la ecuación 3.1:

$$tr = V/Q \tag{3.1}$$

Siendo,

- tr: Tiempo de residencia (días)
- V: Volumen requerido del digestor o del tanque OSA (m^3)
- Q: Caudal (m^3/d)

Para calcular las toneladas de fango seco generado, se multiplica los sólidos suspendidos totales (TSS) por el caudal de salida de la centrífuga según la ecuación 3.2:

$$Ton_f = TSS * Q_f \tag{3.2}$$

Siendo,

- TSS: Sólidos suspendidos totales.
- Q_f : Caudal que sale de la centrífuga.

- Ton_f : Toneladas de fango seco generado.

3.9.2 Limitaciones.

Se debe de tener en cuenta que a pesar de que el software WEST es un simulador fiable, existen algunas limitaciones. En primer lugar, los procesos biológicos son algo impredecibles dado que se trabaja con organismos vivos, de forma que factores como la temperatura, la disponibilidad de nutrientes, la concentración de oxígeno y la carga orgánica pueden influir en su actividad metabólica. Así mismo, cuando se trabaja con las depuradoras, ocasionalmente pueden entrar vertidos que no cumplen los límites y que ponen en riesgo la masa biológica inestabilizándola.

Además se debe de tener en cuenta las limitaciones de espacio en la depuradora, es decir, un digestor más pequeño será más fácil de instalar o un tanque OSA será más fácil de instalar que un digestor de gran tamaño. Es decir, la adaptación de la depuradora a las mejoras será un punto a tener en cuenta.

Finalmente, el proceso OSA no es una técnica tan consolidada como la digestión anaerobia, por lo que hoy en día no existen softwares en los que se incluye WEST que tengan en cuenta un bloque de simulación para este proceso. Debido a esto, con las herramientas que dispone el software se intentará simular el proceso OSA para un objetivo respaldado por la bibliografía. En otras palabras, los resultados mostrados en este TFG deben considerarse como un primer ajuste al proceso OSA y deberían contrastarse con resultados reales extraídos de plantas pilotos.

Capítulo 4

Metodología

Fase I: Calibración.

En primer lugar y junto a los datos de la Tabla 3.2, se procedió a diseñar en WEST la EDAR objetivo de este estudio. En WEST es necesario introducir los datos de PT, NT, SS, Q, DBO₅ y DQO del efluente de entrada de la EDAR y ajustar las recirculaciones, purgas y cinéticas de forma que los resultados de la simulación correspondan con los valores reales de salida de la planta. Generalmente llegar exactamente a los valores de salida reales resulta en ocasiones un reto imposible, por lo que el objetivo es intentar reducir al máximo el error entre los valores reales y los simulados.

Fase II: Simulación con el digestor anaerobio.

Una vez que se ha calibrado la simulación, se añade el digestor anaerobio en la línea de fangos, entre el espesador y la centrífuga tal y como se muestra en la Figura 4.1. La selección del tiempo de residencia del digestor se toma en base a la bibliografía consultada, la cual establece que el tiempo de residencia de un digestor anaerobio para temperaturas mesófilas es de 10-40 días. Por lo tanto, mediante el software WEST se simulará para tiempos de residencia de 10, 20, 30 y 40 días con el objetivo de determinar el volumen de digestor óptimo en base a la cantidad de fango eliminado, teniendo en cuenta que un mayor volumen incrementará el precio final de la mejora. Así mismo, se valorará el biogás generado y por lo tanto, el ahorro energético que supone.

Dado que en los procesos previos al tratamiento biológico y posteriores no suponen cambios significativos en la producción de fangos, en WEST sólo se simulará el proceso biológico y la línea de fangos para simplificar los cálculos. La planta simulada en WEST se muestra en los anexos.

Fase III: Simulación con el OSA. Por otro lado, respecto al proceso OSA, según la bibliografía consultada, el tiempo de retención es de 5 a 12 horas, por lo que se simulará en intervalos de 2 horas. Por lo tanto, en WEST se simulará el proceso OSA para tiempos de residencia de 4,6,8,10,12,14 horas, con el objetivo de establecer el volumen óptimo del tanque anaerobio en la línea de recirculación.

Hay que tener en cuenta que el volumen del tanque anaerobio en la recirculación externa (en adelante reactor OSA), depende del caudal recirculado de fangos. El objetivo del reactor OSA es reducir la población de microorganismos, lo que se traduce en una reducción de los SSLM. Esta reducción de los SSLM permitirá disminuir la purga de fangos y por lo tanto, aumentar el caudal de la recirculación con el objetivo final de reducir los fangos generados. Al haber variado entonces el caudal de recirculación, el volumen del reactor OSA también variará.

Así mismo, con ayuda de soporte técnico de DHI, se han ajustado las cinéticas del reactor OSA de forma que se obtengan los resultados contrastados con la bibliografía. Finalmente, se muestran la configuración y disposición de WEST en Anexos.

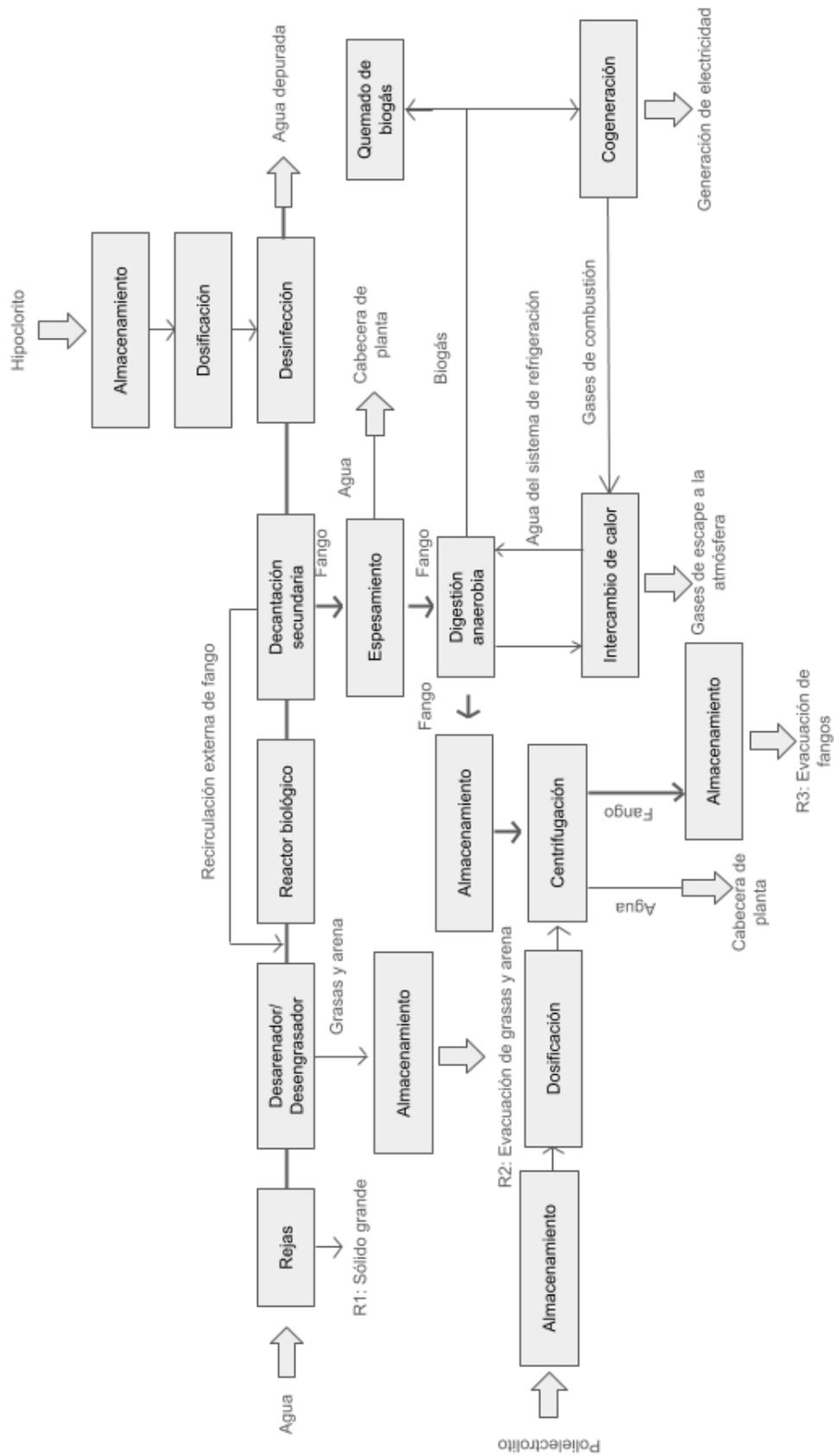


Figura 4.1: Diagrama de bloques del proceso con la digestión anaerobia.

Resultados

5.1 Resultados de la Fase I: Calibración.

En primer lugar, los resultados de la simulación comparados con los reales se resumen en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1: Comparación de los valores experimentales frente a los simulados.

	Valores del effluente						
	SST	DQO	DBO	Nt	Pt	SSML	Qf
Unidades	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	ton/mes
Valores experimentales	5,5	26,25	3,5	4,03	2,6	4.432,25	91,37
Valores simulación	4,147	25,27	3,06	4,66	0,83	4.147,67	84,1
Error (%)	24,60	3,73	12,57	15,78	68,02	6,42	7,96

En primer lugar, los sólidos suspendidos totales de la simulación con un valor de 4,15 presentan un error del 24.60% frente al valor experimental que asciende a 5,50 ppm. La DQO simulada tiene un valor de 25,27 ppm mientras que el valor real de la planta se sitúa en 26,25 ppm, de forma que el error en el caso de la DQO tiene un valor de 3,73%. La DBO simulada tiene un valor de 3,06 ppm mientras que la real de la planta es de 3,50 ppm y por lo tanto, el error cometido es del 12,57%. El error del NT fue del 15,78% ya que el NT simulado fue de 4,66 ppm frente a 4,03 ppm que fue la concentración real de la planta. El mayor error corresponde al PT y tiene un valor de 68,02% dado que el valor obtenido en la simulación es de 0,83 ppm mientras que el valor real de la planta es de 2,60 ppm. Los Sólidos Suspendidos de Licor Mezcla (SSLM) simulados ascienden a 4147,67 ppm mientras que los reales de la planta son de 4432,25 ppm, resultando en un error de 6,42%. Finalmente, el lodo generado en la simulación es de 84,1 ton/mes en comparación con las 91,37 ton/mes reales de la planta, resultando en un error del 7,96%.

Se ha de tener en cuenta que una mayor aproximación resultaba imposible debido a los siguientes motivos. Si se intentaba aumentar los SSLM a costa de airear menos en las zonas aerobias, el nitrógeno y el fósforo a la salida aumentaba drásticamente, superando los límites de vertido y alejándose de los valores reales de la depuradora. Si se intentaba aumentar los SSLM a costa de disminuir la purga de fangos y de esa forma, aumentar la recirculación, las toneladas de fango seco generado disminuían.

5.2 Resultados de la Fase II: Simulación del digestor anaerobio.

A continuación, en las Tablas 5.2 y Tabla 5.3 se muestran los resultados de la simulación en WEST con el digestor anaerobio.

Tabla 5.2: Valores del efluente en la simulación con el digestor anaerobio. (1/2)

Tiempo de residencia	SST	DQO	DBO	NT	PT
días	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm
10	4,13	25,46	3,00	5,55	0,79
20	4,09	25,82	2,98	5,96	0,76
30	4,08	26,12	2,96	5,95	0,75
40	4,07	26,40	2,95	6,00	0,74

Tabla 5.3: Valores de la simulación con el digestor anaerobio. (2/2)

Tiempo de residencia	SSLM	Qf	Energía eléctrica generada a partir de biogás	Reducción
días	ppm	ton/mes	kWh/d	%
10	4.133,43	25,20	1.134,93	70,04
20	4.098,93	22,16	1.571,54	73,65
30	4.079,39	20,67	1.788,51	75,42
40	4.070,14	19,72	1.931,92	76,55

En primer lugar, para todos los tiempos de residencia, se cumple el límite de vertido establecido en la Tabla 3.4, por lo que el efluente cumple con la legislación y es apto para su reutilización o vertido a cauce. Por otro lado, cuanto mayor es el tiempo de residencia, los SS, DBO, PT, SSLM y las toneladas de fango generado disminuyen ligeramente mientras que la DQO y la energía eléctrica obtenida a partir del biogás generado en el digestor aumentan sutilmente. Como era de esperar, la mayor reducción de fango seco generado se produce cuando el tiempo de residencia es de 40 días. Sin embargo, en la Figura 5.1 se observa que en el intervalo de 10 a 20 días se experimenta una pendiente más negativa que el resto y además, es donde la diferencia de biogás producido entre ambos tiempos de residencia es mayor. Debido a las exigencias económicas que supone la incorporación de un digestor anaerobio, el tiempo de residencia óptimo que se estudiará

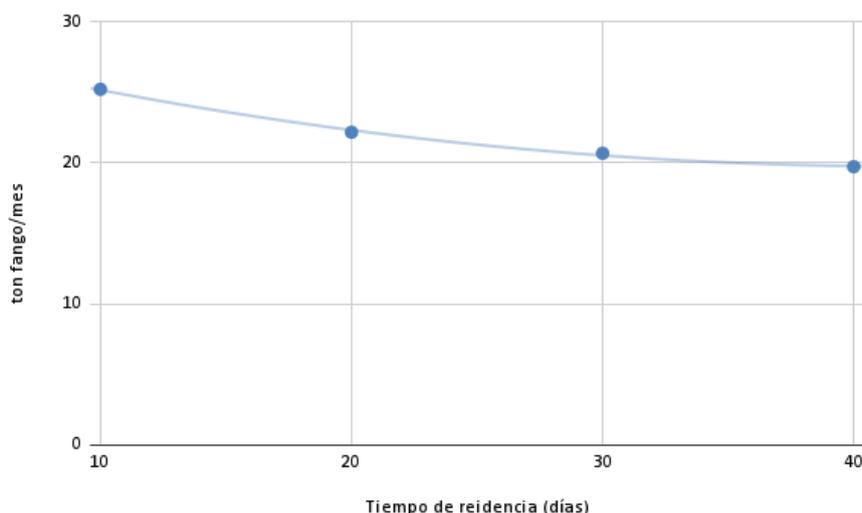


Figura 5.1: Gráfico que relaciona el fango generado en la digestión anaerobia frente al tiempo de residencia.

en el apartado de estudio económico será de 20 días con el que se espera obtener una reducción del fango generado del 73,65 % respecto de la situación actual.

Por otro lado, los resultados de la producción de biogás se reflejan en la Figura 5.2. En ella se refleja el caudal de biogás conseguido, el cual tiene un valor de $788,085 \text{ m}^3/d$ y las presiones parciales de los diferentes gases que componen el biogás así como la presión total.

5.3 Resultados de la Fase III: Simulación con el proceso OSA.

A continuación en la Tabla 5.4 y Tabla 5.5 se muestran los resultados de la simulación del proceso OSA:

Tabla 5.4: Valores del efluente en la simulación con el proceso OSA. (1/2)

Tiempo de residencia	SST	DQO	DBO	NT	PT
días	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm
4	4,15	25,28	2,99	3,54	0,78
6	4,03	25,83	2,83	2,41	0,68
8	3,99	25,11	2,84	2,53	0,65
10	4,36	25,79	2,73	1,64	0,49
12	4,33	25,85	2,67	1,54	0,45
14	4,36	25,82	2,69	1,62	0,52

En primer lugar se para todos los tiempos de residencia, los valores del efluente cumplen con los valores de vertido que aparecen en la Tabla 3.4. Entre 4 y 6 horas de residencia la reducción aumenta significativamente de 7,97 % a 15,08 %. Cuando el tiempo de residencia es de 8 horas, se observa una disminución en la reducción, bajando a 12,87 %. Entre 8 y 10 horas se registra un incremento drástico en la reducción, alcanzando el 31,59 %. El mayor porcentaje de reducción

Name	Value	Initial Value	Unit
Outflow[X_S]	638952,94		
Outflow[X_TSS]	1697090,6		
Group: Measurement data			
P_Biogas	1,0287617		bar
P_CH4	0,53138562		bar
P_CO2	0,4416901		bar
P_H2	1,8237568E-05		bar
P_H2S	1,0145213E-08		bar
P_HeatLoss	192,42324		kWh/d
P_Methane	4135,2055		kWh/d
Q_Biogas	788,08544		m3/d
pH	7,27		

Figura 5.2: Resultados de la simulación del digester.

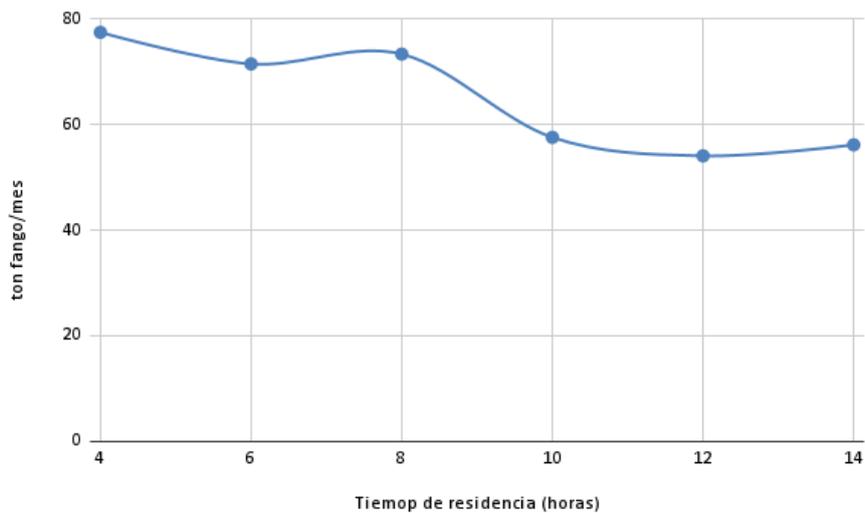


Figura 5.3: Gráfico que relaciona el fango generado en el proceso OSA frente al tiempo de residencia.

Tabla 5.5: Valores de la simulación con el proceso OSA. (2/2)

Tiempo de residencia	SSLM	Qf	Reducción
días	ppm	ton/mes	%
4	4.148,00	77,40	7,97
6	4.035,16	71,42	15,08
8	3.995,27	73,28	12,87
10	4.359,21	57,53	31,59
12	4.362,94	54,04	35,75
14	4.356,97	56,12	33,27

se obtiene a las 12 horas con un 35,75% como se puede apreciar claramente en la Figura 5.3. Después de alcanzar ese pico, la reducción de fango disminuye ligeramente a 33,27% lo que podría indicar que extender más el tiempo de residencia más allá de 12 horas no resulta en una mejora significativa y podría disminuir la eficiencia.

Por tanto, el tiempo de residencia escogido es de 12 horas con un volumen de reactor OSA de 2762,5 m³.

Diseño de la instalación

Por un lado, el diseño de la instalación en el caso de la digestión anaeróbica, consta de un digestor con agitación mediante inyección de biogás, un motor de cogeneración, un intercambiador de calor y una antorcha que será usada como medida de seguridad para quemar el biogás sobrante.

Por otro lado, el proceso OSA, consta de un reactor anaerobio con agitador.

6.1 Diseño del digestor.

Debido a las limitaciones de espacio, el objetivo es demoler una de las casetas con depósitos en desuso y construir el digestor en dicho espacio. En la Figura 6.1 se muestra la disposición de los equipos principales.

6.1.1 Selección del hormigón adecuado.

El digestor propuesto consta de un tanque cilíndrico de mezcla completa con agitación que se realizará mediante hormigón.

La normativa española sobre el cálculo y seguridad en estructuras de hormigón se conoce como la Instrucción Española del Hormigón Estructural (EHE-08). Sin embargo, con la aprobación del Código Estructural del Real Decreto 470/2021 de 29 de junio, la EHE-08 queda derogada y sustituida.

En el capítulo 7, artículo 27 del Código estructural se especifica la designación de la clase de hormigón necesaria en función del entorno al que se va a exponer la estructura (Figura 6.2). Para el caso de la digestión anaerobia, se selecciona el XC2, dirigido a hormigón que está en contacto permanente con agua y que se expone a corrosión inducida por carbonatación.

Así mismo, también se especifica la clasificación de la agresividad química (Figura 6.3) y dado que el pH del digestor se encontrará en el rango de 5,5-6,5, se concluye que el tipo de exposición es XA1 clasificado como ataque débil.



Figura 6.1: Disposición a escala real del digestor anaerobio y otros equipos. FUENTE: Elaboración propia.

Designación de la clase	Descripción del entorno	Ejemplos informativos donde pueden existir las clases de exposición
1. Sin riesgo de ataque por corrosión		
X0	Para hormigón en masa: todas las exposiciones salvo donde haya ataque hielo/deshielo, abrasión o ataque químico. Para hormigón con armaduras en un ambiente muy seco.	Elementos de hormigón en masa. Elementos de hormigón en interiores de edificios con una humedad muy baja. (HR<45 %).
2. Corrosión inducida por carbonatación		
XC1	Seco o permanentemente húmedo.	Elementos de hormigón armado o pretensado dentro de recintos cerrados (tales como edificios), con humedad del aire baja. (HR<65 %). Elementos de hormigón armado o pretensado permanentemente sumergido en agua no agresiva.
XC2	Húmedo, raramente seco.	Elementos de hormigón armado o pretensado permanentemente en contacto con agua o enterradas en suelos no agresivos (por ejemplo, cimentaciones).
XC3	Humedad moderada.	Elementos de hormigón armado o pretensado dentro de recintos cerrados (tales como edificios), con humedad media o alta. (HR>65 %). Elementos de hormigón armado o pretensado en el exterior, protegidos de la lluvia.
XC4	Sequedad y humedad cíclicas.	Elementos de hormigón armado o pretensado en el exterior, expuestos al contacto con el agua, de forma no permanente (por ejemplo, la procedente de la lluvia).

Figura 6.2: Imagen de la Tabla 27.1.a Clases de exposición relativas al hormigón estructural del Código Estructural. FUENTE: “Real Decreto 470/2021, de 29 de junio”, 2021.

Tipo de medio agresivo	Parámetros	Tipo de exposición		
		XA1	XA2	XA3
		Ataque débil	Ataque medio	Ataque fuerte
AGUA.	VALOR DEL pH, según UNE 83952.	6,5 - 5,5	5,5 - 4,5	< 4,5
	CO ₂ AGRESIVO (mg CO ₂ /l), según UNE-EN 13577.	15 - 40	40 - 100	> 100
	IÓN AMONIO (mg NH ₄ ⁺ /l), según UNE 83954.	15 - 30	30 - 60	> 60
	IÓN MAGNESIO (mg Mg ²⁺ /l), según UNE 83955.	300 - 1000	1000 - 3000	> 3000
	IÓN SULFATO (mg SO ₄ ²⁻ /l), según UNE 83956.	200 - 600	600 - 3000	> 3000
	RESIDUO SECO (mg/l), según UNE 83957.	75 - 150	50 - 75	< 50
SUELO.	GRADO DE ACIDEZ. BAUMANN-GULLY (ml/kg), según UNE-EN 16502.	> 200	(*)	(*)
	IÓN SULFATO (mg SO ₄ ²⁻ /kg de suelo seco), según UNE 83963.	2000 - 3000	3000 - 12000	> 12000

Figura 6.3: Imagen de la *Tabla 27.1.b Clasificación de la agresividad química*. FUENTE: “Real Decreto 470/2021, de 29 de junio”, 2021.

6.2 Sistema de agitación.

Una agitación adecuada es uno de los factores más importantes a tener en cuenta para conseguir el óptimo funcionamiento del proceso. Actualmente existen muchas técnicas de agitación que abarcan desde la más convencional como la mecánica hasta otras más vanguardistas como la inyección de biogás, así como distintas configuraciones como aparecen en la Figura 6.4.

La agitación del digestor se realizará mediante lanzas de inyección de biogás. Bergamo et al., 2020 realizó un estudio comparativo sobre la agitación mecánica y la agitación por inyección de biogás en una depuradora de Hungría de 125.000 he. Los resultados del estudio demuestran que en el caso de la agitación de biogás el porcentaje de zonas muertas (4,8%) era mucho menor que en la agitación mecánica (50%). Además el digestor de Hungría con un volumen de 1.604,6 m³ con un caudal de biogás destinado a la agitación de 282 Nm³/h, lo que supone un 17,57% del tamaño total del digestor. Por lo tanto, en el diseño se utilizará un compresor con caudal máximo de 304 m³/h (17,62% del tamaño del digestor).

Sin embargo y aunque las lanzas de biogás presentan ventajas como su bajo coste de mantenimiento y eficacia en el mezclado, debido a que el digestor tiene el gasómetro incorporado, las lanzas de biogás se instalan en los laterales y no en el techo del digestor. Esto podría generar zonas muertas. También se podría inyectar el biogás mediante difusores instalados en el fondo del digestor, pero son poco accesibles en caso de avería, lo que aumentaría sustancialmente el coste de mantenimiento.

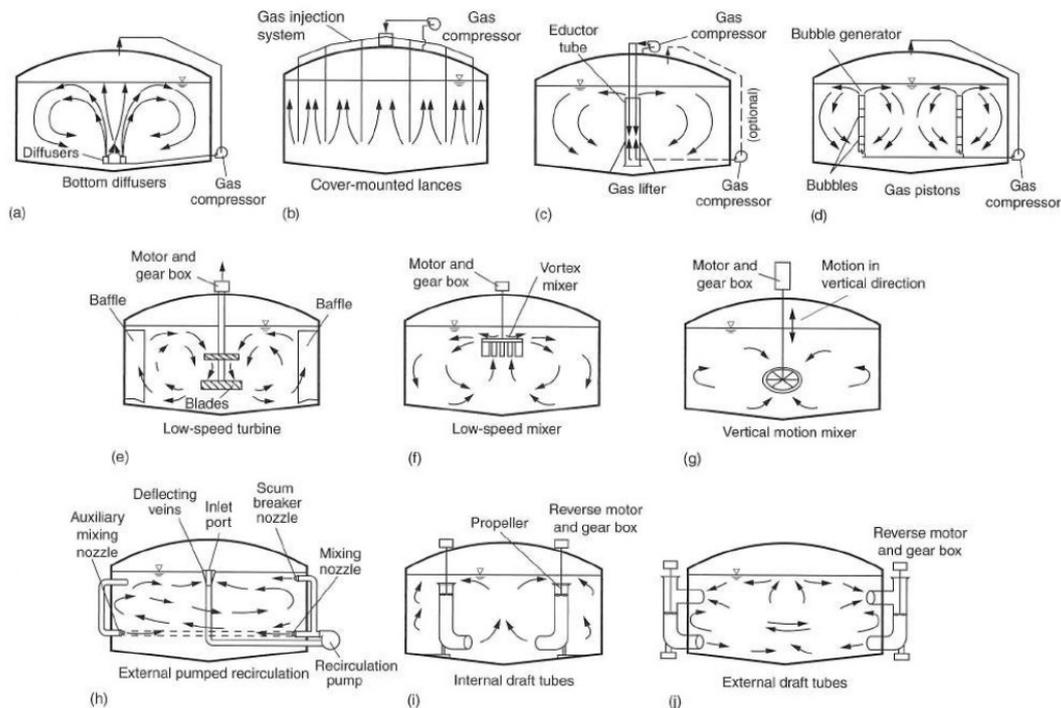


Figura 6.4: Dispositivos usados para mezclar en los digestores. FUENTE: Inc. et al., 2013.

6.3 Diseño de la línea de gas.

6.3.1 Diseño y selección del gasómetro.

El caudal de biogás producido con el volumen de digester seleccionado se muestra en la Figura 5.2 y tiene un valor de 788,08 m³/d. Además también se obtiene la presión del biogás, la cual es de 1,028 bar. Se diseña el gasómetro con una sobrepresión de 25 mbares y en el día más extremo de temperaturas, las cuales se dan en verano a una temperatura de 45,9 °C. Como las condiciones en el gasómetro son diferentes a las del digester, mediante la ecuación de los gases ideales obtenemos el volumen máximo que ocupará el gas por día.

$$pV = nRT \xrightarrow{n=cte} V' = V \cdot \frac{P}{P'} \cdot \frac{T'}{T} = 788,08(m^3) \cdot \frac{1,02287617(bar)}{1,0537617(bar)} \cdot \frac{319,05(K)}{308,15(K)} = 1003,21m^3/d \quad (6.1)$$

Suponiendo un tiempo de retención de 0,5 días, el volumen necesario de digester es de 504,49 m³ y teniendo en cuenta un factor de seguridad de 1,2, el volumen final requerido es de 605,39 m³. Debido a las limitaciones de espacio dentro de la depuradora, se ha optado por incorporar el gasómetro en el digester. Se selecciona por tanto, el gasómetro de biogás de doble membrana, Cúpula en forma de 2/5D.

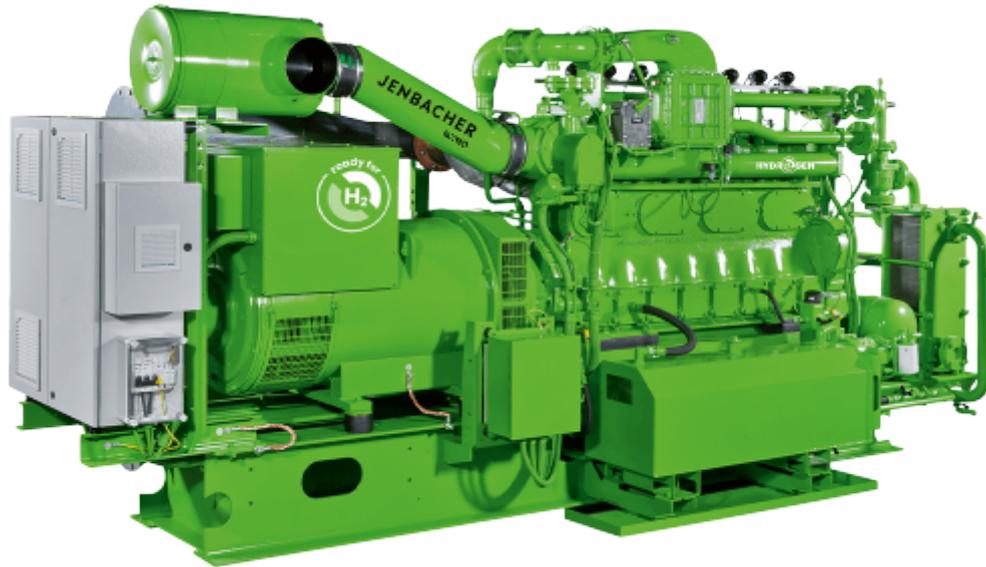


Figura 6.6: Motor de cogeneración modelo JENBACHER TYPE 2: J208. FUENTE: JENBACHER, s.f.



Figura 6.5: Gasómetro de biogás de doble membrana con forma de cúpula de $\frac{1}{2}$ D. FUENTE: ZORG BIOGAS, s.f.

6.3.2 Selección del motor de cogeneración.

El motor de cogeneración es un equipo que forma parte del sistema de cogeneración. El biogás generado en el digestor anaerobio se introduce en el motor de combustión que se mezcla con aire y se quema en los cilindros del motor, produciendo una explosión que mueve los pistones. El movimiento de los pistones se convierte en energía mecánica que acciona el generador eléctrico, transformando la energía mecánica en energía eléctrica. Por otro lado, el motor de gas genera una gran cantidad de calor durante la combustión y se utilizan intercambiadores de calor para transferir ese calor al agua que se utilizará para mantener la temperatura del digestor.

El equipo de cogeneración seleccionado es el JENBACHER J208, cuyas características se especifican en la Tabla 6.1 y cuyas medidas son 4,9m x 1,7m x 2m.

Tabla 6.1: Características del motor de cogeneración modelo JENBACHER J208. FUENTE: JENBACHER, s.f.

Característica	Valor
Generación eléctrica	249-330 kW
Generación térmica	266-414 kW
Voltaje	400-10500 V
Eficiencia eléctrica	< 39,7 %
Eficiencia térmica	< 52 %

6.3.3 Selección de la antorcha.

La antorcha seleccionada es la antorcha quemadora de gas abierta FAI 32-350, la cual puede quemar hasta un caudal máximo de biogás de 54 m³/h. Teniendo en cuenta que en la simulación, el caudal de biogás generado es de 788,08 m³/d=32,83 m³/h, la antorcha es válida para el diseño ya que en caso de avería del motor de cogeneración, la antorcha podría quemar el 100 % de la producción de biogás.



Figura 6.7: Antorcha FAI 32-350. FUENTE: ZORG BIOGAS, s.f.

6.3.4 Selección del intercambiador de calor.

Existen múltiples intercambiadores de calor diferentes, los más comunes son los intercambiadores de calor de placas y de carcasas y tubos. A pesar de que los intercambiadores de carcasas y tubos ofrecen mayor versatilidad al poder aplicar mayores presiones y temperaturas, son robustos y se aconsejados para fluidos sucios, los intercambiadores de placas son compactos y presentan alta eficiencia térmica. Para la elección del intercambiador de calor o caldera de recuperación de calor residual, se tomará en cuenta el calor específico.

El poder calorífico se refiere a la cantidad de energía liberada durante la combustión de un combustible. Existen dos formas de medirlo: el Poder Calorífico Superior (PCS) y el Poder Calorífico Inferior (PCI).

El PCS, también conocido como poder calorífico superior, considera el calor liberado durante la combustión del combustible, así como el calor latente de vaporización del agua producido durante este proceso. Esto significa que el PCS incluye la energía liberada cuando el vapor de agua se condensa y se recupera.

Por otro lado, el PCI, también conocido como poder calorífico inferior, solo tiene en cuenta el calor liberado durante la combustión del combustible, sin incluir el calor latente de vaporización del agua producida. En otras palabras, el PCI no considera la energía liberada cuando el vapor de agua se condensa.

Ambos valores son importantes para comprender y comparar el rendimiento de diferentes combustibles. El PCS se utiliza comúnmente en situaciones donde el vapor de agua producido puede ser recuperado, mientras que el PCI es más relevante en aplicaciones donde el vapor de agua no se puede condensar y recuperar.

Una de las ventajas de diseñar un digestor en temperaturas mesófilas es que el aporte de energía calorífica se puede llevar a cabo mediante los gases de escape del motor de cogeneración. Para determinar el calor que se debe de aportar a al fango del digestor suponiendo una temperatura de diseño de 37°C y de entrada del fango de 6°C en el caso más desfavorables, es decir en invierno. Además el caudal de fango de salida del espesador es de $Q_{Out2}=86,35 \text{ m}^3/\text{d}=0,999 \text{ L/s}$ (Figura 6.8), la densidad del fango después del espesador es de $1015 \text{ kg/m}^3=1,015 \text{ kg/L}$, y el calor específico es $1,050 \text{ kcal/kg}\cdot^\circ\text{C}=4,3932 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ el calor que se debe de aportar es:

$$Q_F = m \cdot C_p \cdot \Delta T = \forall_F \cdot \rho_F \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (6.2)$$

Siendo,

- m: Flujo másico, que se calcula como caudal volumetrico por la densidad del fango.
- C_p : Calor específico.
- ΔT : Diferencia de temperaturas.

$$Q_F = 0,999 \cdot 1,015 \cdot 4,3932 \cdot (37 - 6) = 138,09(\text{kW})$$

Por lo que el **calor necesario a aportar** al digestor **138,09 kW**.

Name	Value	Initial Value	Unit
Category: Algebraic Variables			
Group: Operation			
DrySolids	3,0170951		
Q_In	305		m3/d
Q_Out	218,65		m3/d
Q_Out2	86,35		m3/d
Category: Input Variables			
Group: Influent			
Inflow[Q]	3,05E+08		
Inflow[S_ALK]	30239,335		
Inflow[S_A]	88,70162		
Inflow[S_F]	126,01897		
Inflow[S_I]	6099,2631		

Figura 6.8: Datos del espesador.

A continuación se debe comprobar que el calor aportado por el biogás es suficiente para suplir las necesidades del digestor. El biogás se compone principalmente por metano, que en su combustión genera gran cantidad de vapor de agua según la siguiente reacción:



Para calcular el calor de recuperación del biogás se utiliza el PCI del metano y la fracción de metano en el biogás, que según la Figura 5.2, es de $0,531/1,028=0,517$, por lo que el caudal de metano será el caudal de biogás por la fracción de metano:

$$Q_{\text{metano}} = 788,085 \cdot 0,517 = 407,44 \text{ m}^3/\text{d} = 0,0047 \text{ m}^3/\text{s} \quad (6.4)$$

Por otro lado, el PCI del metano es $10,83 \text{ kWh} / \text{Nm}^3 = 38988 \text{ kJ/Nm}^3$:

$$Q_F = Q_{\text{metano}} \cdot \text{PCI}_{\text{metano}} = 0,0047 \cdot 38988 = 183,85 \text{ kW} \quad (6.5)$$

Por lo tanto, el **calor de recuperación es 183,85 kW**, el cual es superior al calor necesario a aportar.

Los intercambiadores de calor son componentes críticos en una amplia variedad de procesos industriales debido a su capacidad para transferir eficientemente energía térmica entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas. En el contexto de los digestores anaerobios, son esenciales para mantener una temperatura óptima que favorece la actividad microbiológica y maximiza la producción de biogás. Al permitir un control preciso de la temperatura interna, los intercambiadores de calor aseguran la estabilidad del proceso y la eficiencia energética. Su diseño robusto y

eficiente facilita el manejo de grandes volúmenes de fluido, lo que garantiza un funcionamiento continuo y estable. Además, su versatilidad y modularidad permiten su adaptación a diversas configuraciones y escalas de plantas, mejorando tanto la durabilidad como la eficiencia operativa del sistema. Esta combinación de eficiencia, fiabilidad y adaptabilidad hace que los intercambiadores de calor sean una elección preferida en muchas aplicaciones industriales, incluyendo la digestión anaerobia, donde optimizan el rendimiento del proceso y contribuyen a una gestión energética más eficiente.

Como el calor de recuperación es mayor al calor que se debe de aportar al fango y teniendo en cuenta que los gases de escape del motor de cogeneración tienen una temperatura entre el rango de 400-500°C en función del tipo de combustible utilizado y caudal, se puede utilizar el intercambiador de de calor para aprovechar el calor residual de los gases de escape y calentar el digester. Se selecciona por tanto, el intercambiador de calor Micro de la marca comercial ALFA LAVAL.

Datos técnicos	
Capacidad	250-5000W
Temperatura máxima de entrada	600°C (funcionamiento en seco 530°C)
Temperatura mínima de salida	Depende del combustible del motor y la composición de los gases de escape
Pérdida de presión	Según requerimiento del cliente
Geometría	
Peso (incluido aislamiento)	400-3900 kg
Diámetro (incluido aislamiento)	950-1870 mm
Altura (incl. Aislamiento)	1700-2800 mm
Encabezado de entrada/salida de medios:	DN100
Cabezal de entrada/salida de escape	DN450-DN1000
Aislamiento	150 mm

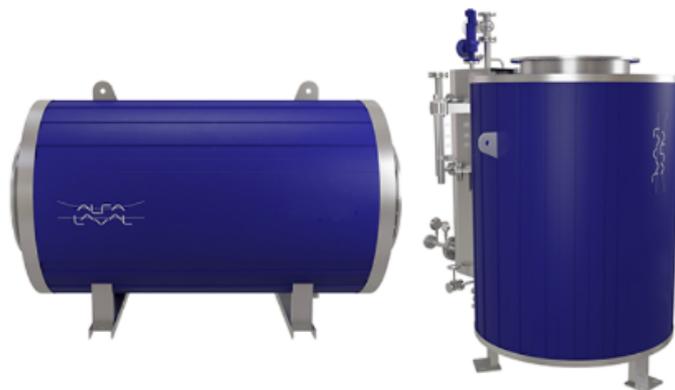


Figura 6.9: Especificaciones y funcionamiento del intercambiador de calor Micro. FUENTE: ALFALAVAL, s.f.

6.4 Diseño del digestor.

Como se ha comentado anteriormente, el proceso OSA consiste en un tanque anaerobio con un agitador para homogeneizar la mezcla. El volumen de reactor necesario según el apartado de resultados es de $2762,5 \text{ m}^3$, el cual aplicando un factor de seguridad del 15 %, da un volumen total de $3.176,87 \text{ m}^3$ y se utiliza el mismo razonamiento seguido en el digestor anaerobio en la selección del hormigón.

El agitador a utilizar será el agitador vertical SALOMIX de la marca comercial SULZER.

	Temperaturas	Hasta $180 \text{ }^\circ\text{C}$ / $355 \text{ }^\circ\text{F}$
	Velocidad máxima de giro	Hasta 1 000 rpm
	Rango de trabajo	Su amplia y específica cobertura hidráulica satisface las necesidades más exigentes de las aplicaciones de agitación industriales.

Figura 6.10: Especificaciones técnicas del agitador para el reactor OSA. FUENTE: Sulzer, 2024.

De nuevo, debido a las exigencias de espacio la disposición de los reactores OSA será la de la Figura 6.11, que, como se observa impediría el acceso de coches y furgonetas al espesador.

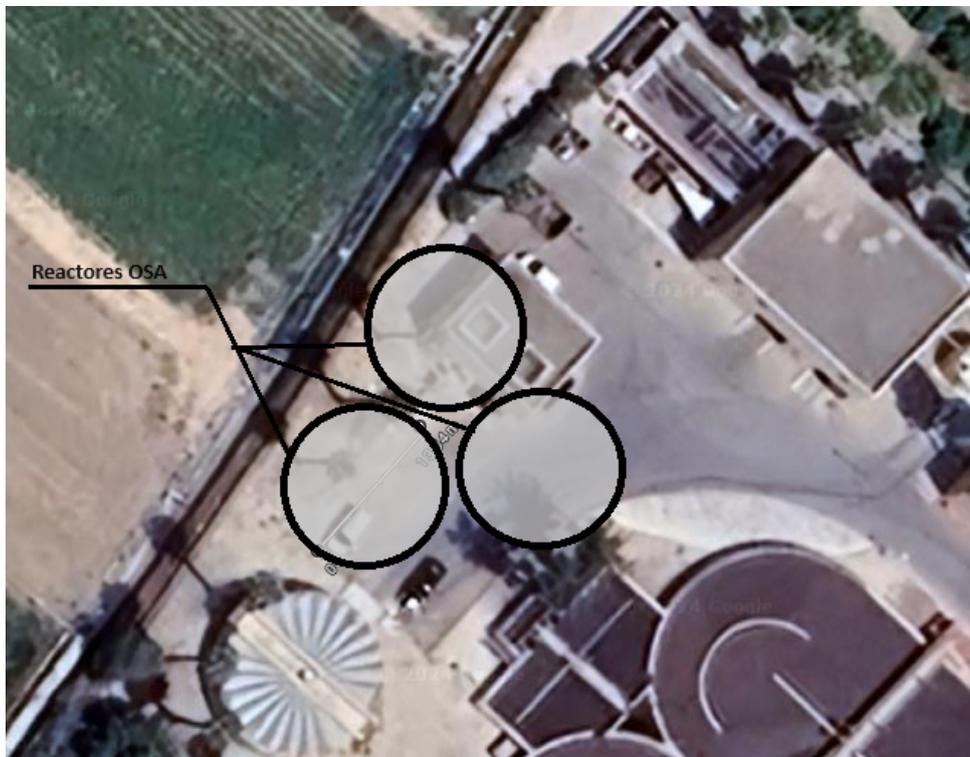


Figura 6.11: Disposición a escala real de los reactores OSA. FUENTE: ALFALAVAL, s.f.

Por lo tanto, el diseño consta de 3 tanques anaerobios con un diámetro de 13,5 m y un volumen por tanque de 1.073,54 m³, lo que hace un volumen total de 3.220,62 m³.

Capítulo 7

Diagrama de flujo

El diagrama de flujo se encuentra en la sección de planos. Se ha realizado siguiendo la normas UNE 1063-2016, UNE 10628-2012 y UNE 10628-2015 principalmente. Por otro lado, el caudalímetro y los sensores no siguen ninguna norma, pero se encuentran identificados en la leyenda del diagrama.

En el diagrama de flujo se encuentran conexiones de diferentes colores, el fango se identifica con el color marrón, el cual se le atribuye a líquidos no combustibles y con el código 9.1 según la norma UNE 1063-2000 que se encuentra anulada. El biogás y los gases de combustión que salen del motor de cogeneración se grafican con conexiones amarillas. Sin embargo el biogás es un gas combustibles, por lo que se representa con el código 4.3 y los gases de la combustión con el 5.9 según la norma UNE 1063-2000. Finalmente, el agua del sistema del intercambiador de calor y la disolución acuosa de polielectrolito se representan con conexiones verdes con la única salvedad de que difieren en el código de la norma UNE 1063-2000 siendo 1.6 y 1.2 respectivamente. Dado que el diseño no comprende toda la línea de fangos sino la construcción de un digestor anaerobio, en el diagrama de flujo se encuentra delimitada en rosa la zona nueva, de forma que solo lo que se halle en su interior será considerado en el presupuesto.

Estudio de la rentabilidad en la producción de biogás

El biogás generado en la digestión anaerobia puede convertirse en energía eléctrica a partir de un motor de cogeneración resultando en un ahorro energético si se utiliza para la propia planta o bien en un recurso económico si la energía es vendida a otra empresa. Además, tener un motor de cogeneración capaz de convertir el biogás formado por gases de efecto invernadero en electricidad contribuye a tener un futuro más sostenible y a mejorar el medio ambiente.

Para calcular la producción de energía eléctrica se utilizará el motor de cogeneración seleccionado en el Apartado 6.3.2. Dicha producción se utilizará para abastecer a la misma planta, por lo que su finalidad será el ahorro energético.

En primer lugar, el biogás está compuesto principalmente por metano (CH_4), cuyo PCI es $10,83 \text{ kWh/Nm}^3$, con los resultados obtenidos y que se muestran en la Figura 5.2, se sabe que la fracción de metano en el biogás es de 0,517. Por lo tanto, el PCI del biogás es:

$$PCI_{biogas} = 0,517 \cdot 10,83 = 5,6 \text{ kWh/Nm}^3 \quad (8.1)$$

Dado que el caudal de biogás es $788,085 \text{ m}^3/\text{d}$, la energía térmica disponible es:

$$\text{Energía térmica} = 788,085 \cdot 5,6 = 4,413,28 \text{ kWh/d} \quad (8.2)$$

La eficiencia del cogenerador se muestra en la Tabla 6.1 y es del 39,7%, por lo que la energía eléctrica disponible es:

$$Energía eléctrica disponible = 4,413,28 \cdot 0,397 = 629,625 \text{ kWh/d} \quad (8.3)$$

Para obtener el ahorro económico, se debe analizar los costes según la Resolución de 18 de marzo de 2021 y la Orden TED/371/2021, de 19 de abril, que establece la Tarifa 6.1 TD con una

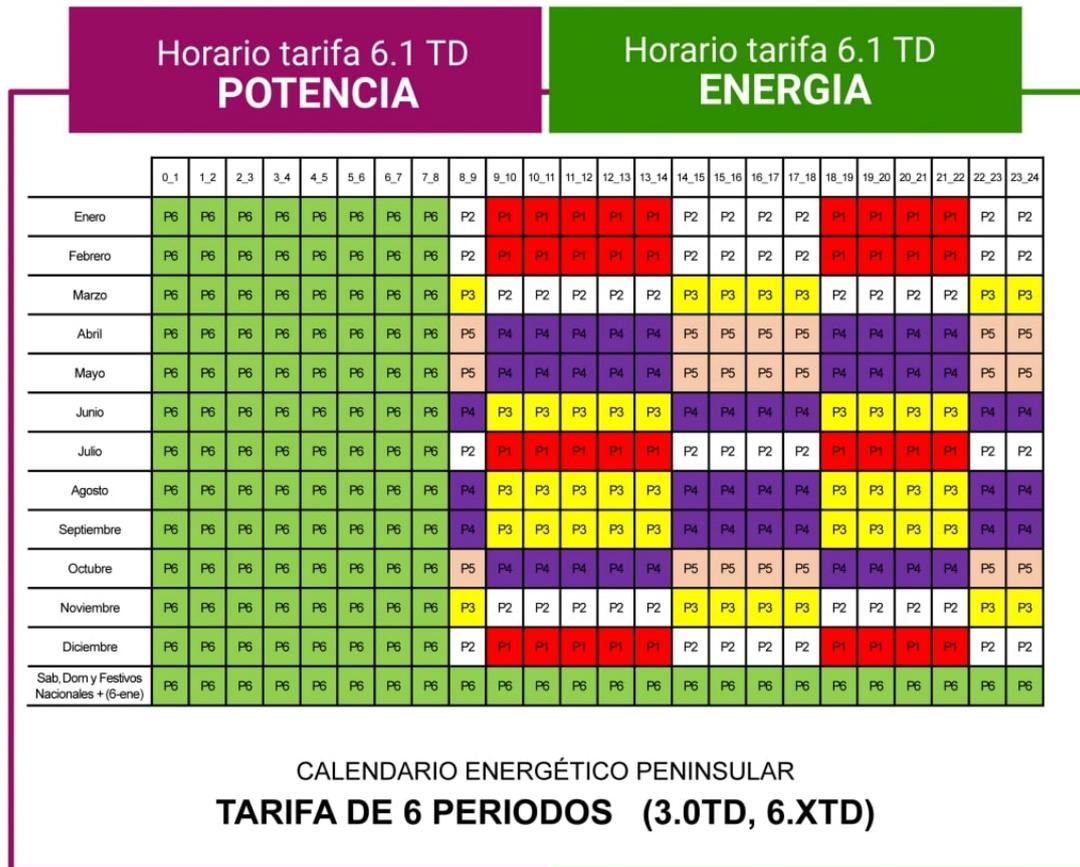


Figura 8.1: Tarifa 6.1 TD. FUENTE: Energía, 2024.

discriminación horaria en 6 periodos (P1 a P6) en función de la temporada para la facturación del término de energía.

De la Tarifa 6.1 y suponiendo 14 días festivos, 52 sábados y 52 domingos obtenemos la siguiente estadística, donde en un año, el 8,6% de los días son P1, el 10,8% son P2, el 10,03% con P3, el 11,2% son P4, el 5,2% son P5 y el resto es P6, tal y como se muestra en la Figura 8.2.

Tomando como referencia los siguientes costes para cada periodo:

Tabla 8.1: Precios de referencia según el periodo de la Tarifa 6.1 TD.

Costes por periodo unitario					
P1	P2	P3	P4	P5	P6
0,018036	0,014354	0,005965	0,004393	0,000362	0,000362

Para obtener el ahorro, se suma en primer lugar, el porcentaje de cada periodo por su precio unitario y a continuación se multiplica por la producción anual generada en el motor de cogeneración:

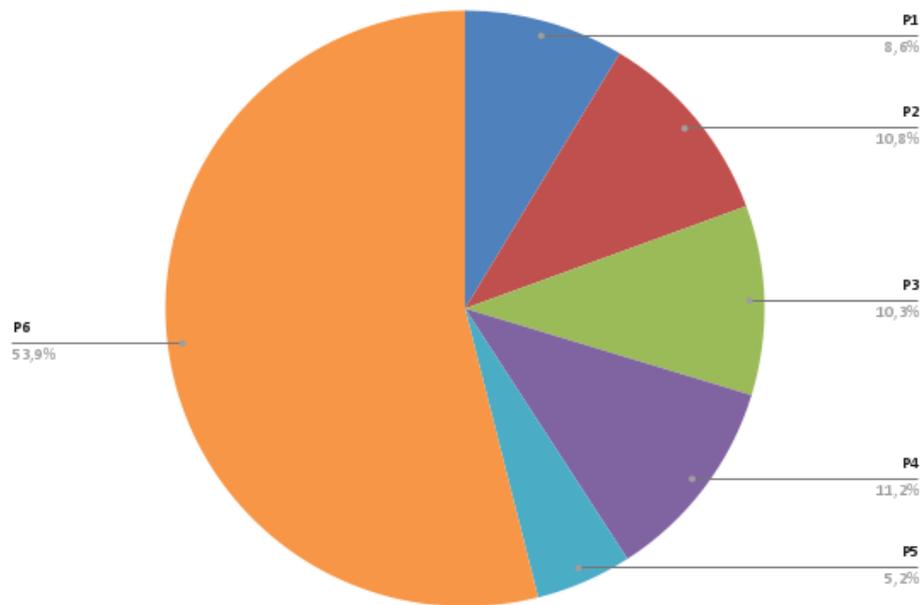


Figura 8.2: Gráfico sectorial de los porcentajes de periodos por año. FUENTE: Elaboración propia.

$$\begin{aligned} \text{Ahorro} &= 629625 \cdot (0,086 \cdot 0,018036 + 0,108 \cdot 0,014354 \\ &\quad + 0,103 \cdot 0,005965 + 0,112 \cdot 0,004393 \\ &\quad + 0,052 \cdot 0,000362 + 0,539 \cdot 0,000362) \\ &= 70,292,54 \text{ €} \end{aligned} \tag{8.4}$$

Por lo tanto, el ahorro energético es de **setenta mil doscientos noventa y dos con cincuenta y cuatro euros**.

Impacto económico de las mejoras propuestas

Como se ha indicado en el Apartado 3.3, la mitad del fango se destina a compostaje y la otra mitad se destina a aplicaciones agrícolas. Tomando como referencia los siguientes costes de gestión del fango: 36,50€/ton a compostaje y 16€/ton a aplicación agrícola, los costes anuales dedicados a la gestión del fango sin la mejora ascienden a 28.781,55€. Con el digestor anaerobio, las toneladas generadas al año son 265,92 ton/año, lo que supone un coste de 6.980,40€/año. Por lo tanto, la reducción de costes asociados a la gestión del fango son de 21.801,15€/año.

Si analizamos el Valor Actual Neto (VAN) que es una medida financiera utilizada para evaluar la rentabilidad de un proyecto de inversión o una serie de flujos de caja futuros. El VAN se calcula descontando los flujos de caja al valor presente utilizando una tasa de descuento específica y restando la inversión inicial. La fórmula del VAN es la siguiente:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+r)^t} - C_0 \quad (9.1)$$

Siendo,

- F_t : Flujo de caja neto en el periodo t .
- r : Tasa de descuento (también conocida como tasa de costo de capital).
- t : periodo de tiempo (año).
- n : Número total de periodos.
- C_0 : Inversión inicial.

Suponiendo una tasa de descuento para determinar cuánto vale una suma de dinero en el futuro en términos de su valor actual del 10 %, el VAN resultante es de 23.674,10, que como es mayor a 0, se concluye que el proyecto resulta rentable a los 7 años. Además, analizando el Tasa Interna

de Retorno (TIR) que es una medida financiera que determina la tasa de descuento que hace que el VAN de todos los flujos de caja de un proyecto sea igual a 0 y que posee la siguiente ecuación:

$$0 = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} - C_0 \quad (9.2)$$

Da como resultado 0,12 en un plazo de 7 años.

Por otro lado, con el proceso OSA supone un coste de gestión de fangos de 17.021,02 €/año que, en comparación con la situación actual, supone una reducción de costes de 11.760,53€/año. Analizando el VAN de esta propuesta, en un plazo de 7 años, el VAN obtenido es de -210.801,90, que al ser menor a 0, indica que el proyecto no es rentable. Por otro lado, el TIR tiene un valor de -0,23, por lo que el proyecto no es rentable en un plazo de 7 años a ninguna tasa de descuento.

Parte II

Presupuesto

Capítulo 10

Introducción

A continuación se incluye el presupuesto del proyecto de la digestión anaerobia y el reactor OSA. Este se divide en 3 capítulos: obra civil, mano de obra y equipos principales. Asimismo se incluye el coste de ejecución por contrata a partir del coste de ejecución material, aplicando un beneficio industrial del 8 % y unos gastos generales del 15 %. Finalmente se incluye el coste final de la obra aplicando un 21 % de IVA.

El presupuesto de la obra civil del digestor y del proceso OSA se han obtenido siguiendo la base de datos de construcción de 2023 de Alicante proporcionado por el Instituto Valenciano de la Edificación (IVE). Por otro lado, se ha escogido la marca ZORG BIOGÁS en gran parte de los equipos de la digestión anaerobia debido a su transparencia en los precios de sus productos y la información que proporciona en su página web, sin embargo, esto no excluye que existan opciones que no tengan un precio tan elevado y que, por tanto, puedan reducir el coste total de ambas alternativas.

Capítulo 11

Presupuestos parciales y totales de la digestión anaeróbica

11.1 Obra civil.

En el siguiente capítulo se encuentra el desglose de precios para la obra civil del digester anaerobio.

Tabla 11.1: Presupuesto de la preparación del terreno del digester anaerobio.

1.1		Preparación del terreno			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.1.1	Demolición de cimentación. Demolición de zapatas, losas y soleras de hormigón en masa mediante retroexcavadora con martillo rompedor, incluida la retirada de escombros a contenedor o acopio intermedio con carga y transporte a vertedero	93,50	m ²	45,24	4.229,94
1.1.2	Demolición de elementos de hormigón. Demolición de elemento de hormigón en masa mediante retroexcavadora con martillo rompedor, incluida la retirada de escombros a contenedor o acopio intermedio y incluyendo carga y transporte a vertedero.	342,01	m ³	39,86	13.632,52
SUBTOTAL					17.862,46

Tabla 11.2: Presupuesto de la construcción de la estructura del digestor.

1.2		Estructura del digestor			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.2.1	Hormigón HL-150/B/20. Suministro y vertido de hormigón de limpieza HL-150/B/20, para formación de solera de asiento, con una dosificación mínima de cemento de 150 kg/m ³ , de consistencia blanda, tamaño máximo del árido 20mm, vertido mediante bomba, en la base de la cimentación, transportado y puesto en obra, según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-CS.	57,8	m ³	160,41	9.271,70
1.2.2	Impermeabilización bajo solera. Transporte y colocación de lámina de HDPE de 200 micras de espesor entre la subbase que incluye la preparación de la subbase, instalación y fijación de la lámina, colocación y compactación de la capa de grava de nivelación, materiales y mano de obra necesarios.	298	m ³	9,50	2.831,00
1.2.3	Hormigón HA-30/B/20/XC2+XA1. Hormigón vertido mediante bomba en forjado o losa, incluido vibrado y curado del hormigón según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-C5.	67,22	m ²	150,94	10.146,19
1.2.4	Acero B 500 S corrugado. Suministro de jaulas y emparrillados montados en taller de acero corrugado B 500 S de distintos diámetros y colocación como armado en muros de hormigón y losas de hormigón, incluido el atado de solapes, la colocación de separadores, cortes y despuntes, totalmente montado y listo para hormigonar, según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-CS.	2.000	Kg	1,47	2.940,00
1.2.5	Encofrado del muro. Encofrado a 2 caras de muro acabado visto de una altura de 9 m, incluso desencofrado, limpieza y almacenamiento del material.	452,39	m ²	56,92	25.750,04
1.2.6	Lanzas de biogás. Lanzas fabricadas de acero inoxidable de 9 m con diámetro interior de 0,075 m y espesor de 3 mm.	6	ud	1.800,00	10.800,00
SUBTOTAL					61.738,92

Tabla 11.3: Acceso a cubierta del digestor.

1.3 Cubierta del digestor					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.1.1	Escalones de acceso al digestor. Pates de acero recubiertos de PE de 330 mm.	30	ud	3,48	104,40
SUBTOTAL					104,40

Tabla 11.4: Coste total de la obra civil del digestor.

1.1 Resumen obra civil					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.1	Preparación del terreno	-	-	-	17.862,46
1.2	Estructura del digestor	-	-	-	61.738,92
1.3	Cubierta del digestor	-	-	-	104,40
TOTAL					79.705,78

11.2 Mano de obra.

Tabla 11.5: Coste mano de obra del digestor.

2.1 Mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
2.1.1	Peón de obra	1640	h	11,11	17.8220,40
2.1.2	Oficial de obra	800	h	12,18	9.744,00
2.1.3	Oficial de fontanería	580	h	13,54	7.853,20
2.1.4	Ingeniero civil	100	h	18,04	1.804,00
2.1.5	Ingeniero químico	480	h	17,62	8.457,60
SUBTOTAL					46.079,20

Tabla 11.6: Resumen del coste de mano de obra del digestor anaerobio.

2 Resumen mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
2.1	Mano de obra	-	-	-	46.079,20
TOTAL					46.079,20

11.3 Equipos principales y complementos.

Tabla 11.7: Coste de los equipos principales.

3.1		Equipos principales			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
3.1.1	Gasómetro. Cúpula de gasómetro 2/5D de 659m ³ .	1	ud	29.400,00	29.400,00
3.1.2	Antorcha. Antorcha FAI 32-350.	1	ud	11.800,00	11.800,00
3.1.3	Intercambiador de calor. Intercambiador de calor Micro de la marca comercial ALFA LAVAL.	1	ud	7.500,00	7.500,00
3.1.4	Motor de cogeneración. Motor Jenbacher J208, 50hz.	1	ud	90.000,00	90.000,00
SUBTOTAL					138.700,00

Tabla 11.8: Coste de la valvulería e impulsiones del digestor anaerobio.

3.2 Valvulería e impulsiones					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
3.2.1	Válvula de compuerta. Válvula de compuerta para la salida del biogas del digestor de acero inoxidable de alta resistencia austenítico.	1	ud	1.631,61	1.631,61
3.2.2	Válvula de compuerta. Válvula de compuerta de cierre elástico para agua potable y líquidos neutros.	4	ud	114,55	458,20
3.2.3	Válvula de seguridad. Válvula de seguridad de biogas MVB/IMADAS Pmáx 1 de la marca comercial industrial Llobera SA.	5	ud	374,00	1.870,00
3.2.4	Bomba de cavitación progresiva. Bomba de tornillo de desplazamiento positivo rotativo para aguas residuales de alta presión.	1	ud	1.454,70	1.454,70
3.2.5	Bomba centrífuga. Bomba CS 40-160A trifásica 5.5 CV 4 kW de la marca comercial DIBOMUR, con caudal de 9-48 m ³ /h.	1	ud	817,13	817,13
3.2.6	Válvula antirretorno. Válvula antirretorno de acero inoxidable de la marca comercial DISUMTEC.	3	ud	16,33	48,99
3.2.7	Válvula de bola. Válvula de bola optimizada para altas temperaturas con conexión a tierra antiestática entre la bola, el vástago y el cuerpo y construida a partir de acero inoxidable, aleaciones y acero al carbono.	1	ud	500,00	500,00
3.2.8	Válvula de bola. Válvula de bola de acero inoxidable certificada para zonas ATEX del fabricante Sferaco S.A.	3	ud	42,59	127,77
3.2.9	Válvula de bola. Válvula de bola optimizada para altas temperaturas con conexión a tierra antiestática entre la bola, el vástago y el cuerpo y construida a partir de acero inoxidable, aleaciones y acero al carbono.	1	ud	1.500,00	1.500,00
3.2.10	Caudalímetro. Caudalímetro de rango 35-124 m ³ /h	1	ud	250,00	250,00
3.2.11	Caudalímetro. Caudalímetro para biogas GVF100 Digital RS485 de la marca comercial Xi'an Gavin Electronic Co.	3	ud	750,00	2.250,00
3.2.12	Compresor. Compresor de biogas con caudal máx de 304m ³ /h de la marca comercial ZORG BIOGAS.	1	ud	2.000,00	2.000,00
3.2.13	Compresor. Compresor de biogas con caudal máx de 74 m ³ /h de la marca comercial ZORG BIOGAS.	1	ud	950,00	950,00
3.2.14	Soplante. Soplante para biogas de caudal máximo 250m ³ /h modelo CL 23/21 de la marca comercial AQUA LIMPIA ENGINEERING.	1	ud	7.000,00	7.000,00
SUBTOTAL					20.858,40

Tabla 11.9: Resumen equipos principales y complementos.

2		Resumen mano de obra			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
3.1	Equipos principales	-	-	-	138.700,00
3.2	Valvulería y complementos	-	-	-	20.858,40
TOTAL					159.558,40

11.4 Coste de ejecución por material.

Tabla 11.10: Coste de ejecución material del digestor.

2		Resumen mano de obra			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1	OBRA CIVIL DEL DIGESTOR ANAEROBIO	-	-	-	79.705,87
2	MANO DE OBRA	-	-	-	46.079,20
3	EQUIPOS PRINCIPALES Y COMPLEMENTOS	-	-	-	159.258,40
TOTAL					285.343,38

11.5 Coste de ejecución por contrata.

Tabla 11.11: Coste de ejecución por contrata del digestor anaerobio.

2		Resumen mano de obra			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
4	COSTE DE EJECUCIÓN MATERIAL	-	-	-	285.343,38
5.1	GASTOS GENERALES	15	%	-	42.801,51
5.2	BENEFICIO INDUSTRIAL	8	%	-	22.827,47
TOTAL					350.972,36

Tabla 11.12: Coste total del digestor anaerobio.

2		Resumen mano de obra			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
5	COSTE DE EJECUCIÓN POR CONTRATA	-	-	-	350.972,36
6.1	IVA	21	%	-	73.704,20
TOTAL					424.676,56

Presupuestos parciales y totales de la digestión anaeróbica

12.1 Obra civil.

En el siguiente capítulo se encuentra el desglose de precios para la obra civil de los reactores OSA.

Tabla 12.1: Presupuesto de la preparación del terreno para el proceso OSA.

1.1		Preparación del terreno			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.1.1	Demolición de cimentación. Demolición de zapatas, losas y soleras de hormigón en masa mediante retroexcavadora con martillo rompedor, incluida la retirada de escombros a contenedor o acopio intermedio con carga y transporte a vertedero	93,5	m ²	45,24	4.229,94
1.1.2	Demolición de elementos de hormigón. Demolición de elemento de hormigón en masa mediante retroexcavadora con martillo rompedor, incluida la retirada de escombros a contenedor o acopio intermedio e incluyendo carga y transporte a vertedero.	342,01	m ³	39,86	17.862,46
1.1.3	Excavación a cielo abierto. Excavación a cielo abierto en tierras para desmonte de terreno realizada con medios mecánicos, incluida carga de material y su acopio intermedio o su transporte a vertedero.	3.078,14	m ³	4,50	13.851,63
SUBTOTAL					31.714,09

Tabla 12.2: Presupuesto de la construcción de la estructura de los reactores OSA.

1.2 Estructura de los reactores OSA					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.2.1	Hormigón HL-150/B/20. Suministro y vertido de hormigón de limpieza HL-150/B/20, para formación de solera de asiento, con una dosificación mínima de cemento de 150 kg/m ³ , de consistencia blanda, tamaño máximo del árido 20mm, vertido mediante bomba, en la base de la cimentación, transportado y puesto en obra, según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-CS.	136,81	m ³	160,41	21.945,69
1.2.2	Impermeabilización bajo solera. Transporte y colocación de lámina de HDPE de 200 micras de espesor entre la subbase que incluye la preparación de la subbase, instalación y fijación de la lámina, colocación y compactación de la capa de grava de nivelación, materiales y mano de obra necesarios.	684,03	m ³	9,50	6.498,29
1.2.3	Hormigón HA-30/B/20/XC2+XA1. Hormigón vertido mediante bomba en forjado o losa, incluido vibrado y curado del hormigón según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-C5.	97,55	m ²	150,94	14.724,20
1.2.4	Acero B 500 S corrugado. Suministro de jaulas y emparrillados montados en taller de acero corrugado B 500 S de distintos diámetros y colocación como armado en muros de hormigón y losas de hormigón, incluido el atado de solapes, la colocación de separadores, cortes y despuntes, totalmente montado y listo para hormigonar, según Código Estructural, DB SE-C del CTE y NTE-CS.	4200,00	Kg	1,47	6.174,00
1.2.5	Encofrado del muro. Encofrado a 2 caras de muro acabado visto de una altura de 7,5m, incluso desencofrado, limpieza y almacenamiento del material.	318,08	m ²	56,92	18.105,11
1.2.6	Agitador. Agitador vertical SALOMIX de la marca comercial SULZER.	3	ud	9.000	27.000,00
SUBTOTAL					94.447,29

Tabla 12.3: Acceso a cubierta de los reactores OSA.

1.3 Cubierta del digestor					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.3.1	Escalones de acceso al digestor. Pates de acero recubiertos de PE de 330 mm.	30	ud	3,48	104,40
SUBTOTAL					104,40

Tabla 12.4: Coste total de la obra civil de los reactores OSA.

1.1 Resumen obra civil					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1.1	Preparación del terreno	-	-	-	31.714,09
1.2	Estructura de los reactores OSA	-	-	-	94.447,29
1.3	Cubierta de los reactores	-	-	-	104,40
TOTAL					126.161,38

12.2 Mano de obra.

Tabla 12.5: Coste mano de obra de los reactores OSA.

2.1 Mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
2.1.1	Peón de obra	2.440	h	11,11	27.108,40
2.1.2	Oficial de obra	800	h	12,18	9.744,00
2.1.3	Oficial de fontanería	480	h	13,54	6.499,20
2.1.4	Ingeniero civil	90	h	18,04	1.623,60
2.1.5	Ingeniero químico	180	h	17,62	3.171,60
SUBTOTAL					48.146,80

Tabla 12.6: Resumen del coste de mano de obra de los reactores OSA.

2 Resumen mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
2.1	Mano de obra	-	-	-	48.146,80
TOTAL					48.146,80

12.3 Valvulería e impulsiones.

Tabla 12.7: Valvulería e impulsiones de los reactores OSA.

3.1 Valvulería e impulsiones					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
3.1.1	Válvula de compuerta. Válvula de compuerta de cierre elástico para agua potable y líquidos neutros.	6	ud	114,55	687,30
3.1.2	Bomba de cavitación progresiva. Bomba de tornillo de desplazamiento positivo rotativo para aguas residuales de alta presión.	3	ud	1.454,70	4.364,10
3.1.3	Caudalímetro. Caudalímetro de rango 35-124m ³ /h.	3	ud	250,00	750,00
SUBTOTAL					5.801,40

Tabla 12.8: Resumen valvulería e impulsiones.

3 Resumen valvulería e impulsiones					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
3.1	Valvulería e impulsiones	-	-	-	5.801,40
TOTAL					5.801,40

12.4 Coste de ejecución por material.

Tabla 12.9: Coste de ejecución material de los reactores OSA.

2 Resumen mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
1	OBRA CIVIL DE LOS REACTORES OSA	-	-	-	126.161,38
2	MANO DE OBRA	-	-	-	48.146,80
3	VALVULERÍA E IMPULSIONES	-	-	-	5.801,40
TOTAL					180.109,58

12.5 Coste de ejecución por contrata.

Tabla 12.10: Coste de ejecución por contrata de los reactores OSA.

2 Resumen mano de obra					
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
4	COSTE DE EJECUCIÓN MATERIAL	-	-	-	180.109,58
5.1	GASTOS GENERALES	15	%	-	27.016,44
5.2	BENEFICIO INDUSTRIAL	8	%	-	14.408,77
TOTAL					221.534,78

12.6 Coste total.

Tabla 12.11: Coste total del proceso OSA.

2		Resumen mano de obra			
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE (€)
5	COSTE DE EJECUCIÓN POR CONTRATA	-	-	-	221.534,78
6.1	IVA	21	%	-	46.522,30
TOTAL					268.057,08

Parte III

Planos

Parte IV

Anexos

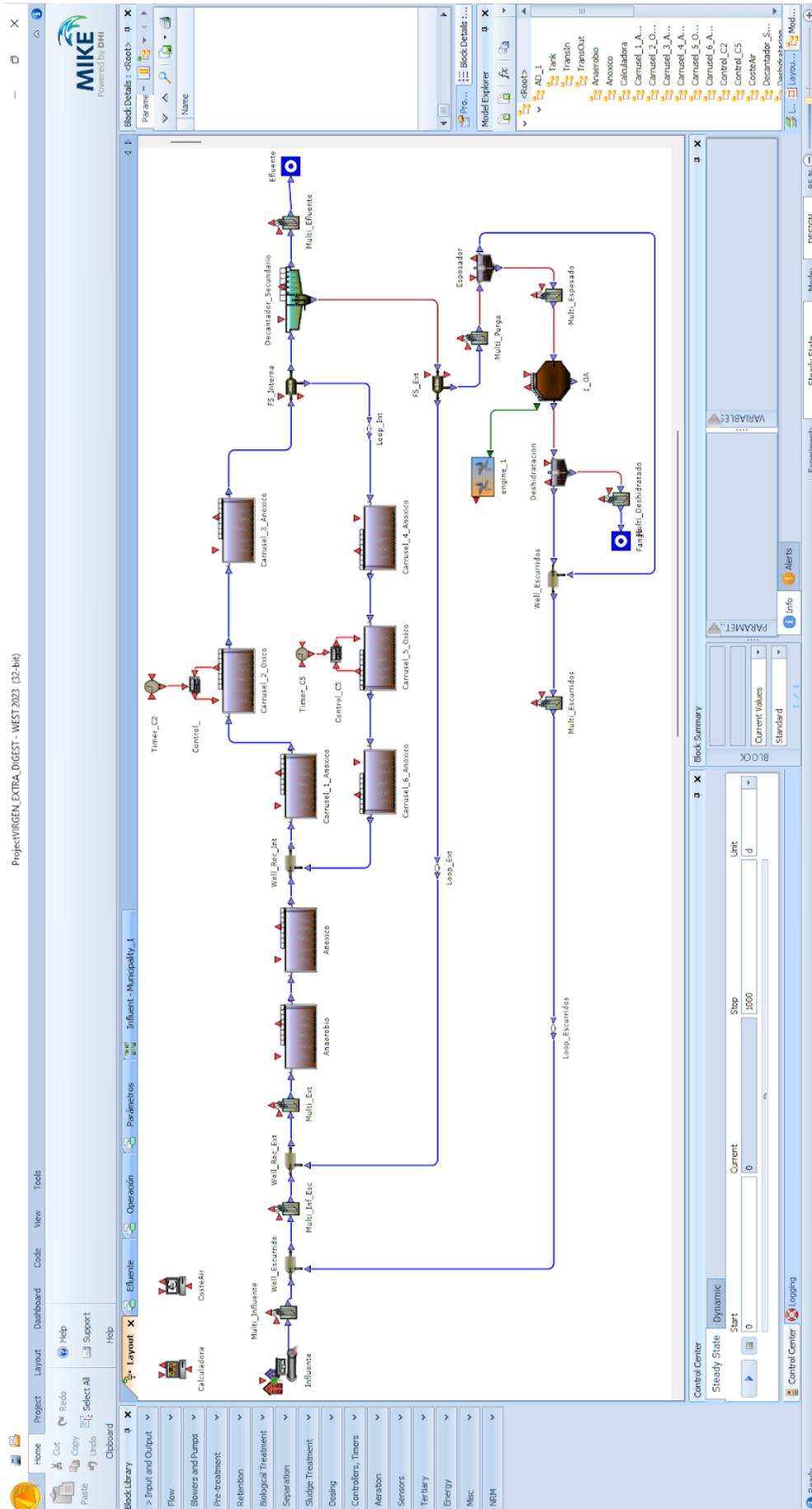


Figura 12.2: Simulación de la digestión anaerobia en el software WEST.

Bibliografía

- ALFALAVAL. (s.f.). *ALFALAVAL*. Consultado el 7 de junio de 2024, desde <https://www.alfalaval.es/> (vid. págs. 41, 42).
- An, K.-J., & Chen, G.-H. (2008). Chemical oxygen demand and the mechanism of excess sludge reduction in an oxic-settling-anaerobic activated sludge process. *Journal of Environmental Engineering*, 134(6), 469-477. [https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2008\)134:6\(469\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2008)134:6(469)) (vid. pág. 16).
- Arif, A. U. A., Sorout, M., & Aly, S. A. (2020). Cost analysis of activated sludge and membrane bioreactor WWTPs using CapdetWorks simulation program: Case study of Tikrit WWTP (middle Iraq). *Alexandria Engineering Journal*, 59(6), 4659-4667 (vid. pág. 7).
- Avendaño, D. (2010). *Diseño y Construcción de un Digestor Anaerobio de Flujo Pistón que Trate los Residuos Generados en una Explotación Ganadera de la Localidad de Loja, Ecuador, Empleando Tecnologías Apropriadas* [Tesis de maestría, Universidad Politécnica de Madrid]. (Vid. pág. 18).
- Azize Ayol, D. S., Ayse Filibeli, & Kuzyaka, E. (2008). Aerobic and anaerobic bioprocessing of activated sludge: Floc disintegration by enzymes. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 43(13), 1528-1535. <https://doi.org/10.1080/10934520802293685> (vid. pág. 16).
- Bergamo, U., Viccione, G., Coppola, S., Landi, A., Meda, A., & Gualtieri, C. (2020). Analysis of anaerobic digester mixing: comparison of long shafted paddle mixing vs gas mixing. *Water Science and Technology*, 81(7), 1406-1419. <https://doi.org/10.2166/wst.2020.248> (vid. pág. 35).
- Chen, G.-H., An, K.-J., Saby, S., Brois, E., & Djafer, M. (2003). Possible cause of excess sludge reduction in an oxic-settling-anaerobic activated sludge process (OSA process). *Water Research*, 37(16), 3855-3866. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(03\)00331-2](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354(03)00331-2) (vid. pág. 16).

- Chudoba, P., Morel, A., & Capdeville, B. (1992). The case of both energetic uncoupling and metabolic selection of microorganisms in the OSA activated sludge system. *Environ. Technol.*, *13*, 761-770. <https://doi.org/10.1080/09593339209385145> (vid. pág. 16).
- Collivignarelli, M. C., Abbà, A., Frattarola, A., Miino, M. C., Padovani, S., Katsoyiannis, I. A., & Torretta, V. (2019). Legislation for the Reuse of Biosolids on Agricultural Land in Europe: Overview. *Sustainability*, *11*(21), 6015. <https://doi.org/10.3390/su11216015> (vid. pág. 15).
- Corsino, S. F., Carabillò, M., Cosenza, A., De Marines, F., Di Trapani, D., Traina, F., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2023). Insights on mechanisms of excess sludge minimization in an oxic-settling-anaerobic process under different operating conditions and plant configurations. *Chemosphere*, *312*, 137090. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2022.137090> (vid. pág. 17).
- Corsino, S. F., Di Trapani, D., De Marines, F., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2023). Influence of the Oxic-Settling-Anaerobic (OSA) Process on Methane Production by Anaerobic Digestion of Sewage Sludge. *Water*, *15*(3), 513. <https://doi.org/10.3390/w15030513> (vid. págs. 17, 18).
- Corsino, S., Capodici, M., Di Trapani, D., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2020). Combination of the OSA process with thermal treatment at moderate temperature for excess sludge minimization. *Bioresour. Technol.*, *300*, 122679. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122679> (vid. pág. 16).
- Corsino, S., Cosenza, A., De Marines, F., Di Trapani, D., Sorrenti, A., Traina, F., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2022). Application of Oxic-Settling-Anaerobic (OSA) Process for Excess Sludge Reduction and Valorization: A Pilot Plant Experiment. *Environ. Sci. Proc.*, *21*, 21. <https://doi.org/10.3390/environsciproc2022021021> (vid. pág. 17).
- Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas (1995, 30 de diciembre).
- de Madrid, A. (2019). Cálculos de proceso.
- Demir, Ö., & Filibeli, A. (2017). The investigation of the sludge reduction efficiency mechanisms in oxic-settling-anaerobic (OSA) process. *Water Sci. Technol.*, *73*, 2311-2323. <https://doi.org/10.2166/wst.2017.098> (vid. pág. 16).
- Di Capua, F., De Sario, S., Ferraro, A., Petrella, A., Race, M., Pirozzi, F., Fratino, U., & Spasiano, D. (2022). Phosphorous Removal and Recovery from Urban Wastewater: Current Practices and New Directions. *Science of the Total Environment*, *823*, 153750. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.153750> (vid. pág. 15).
- Energía, A. (2024). ¿Cómo es la tarifa 6.1TD? [Accessed: 2024-07-29]. <https://atlas-energia.com/blog/como-es-tarifa-61td/> (vid. pág. 48).

- Energos. (s.f.). *Energos*. Consultado el 7 de junio de 2024, desde <https://www.grupoenergos.com/cogeneracion#:~:text=Los%20gases%20de%20escape%20del,de%20los%20circuitos%20de%20enfriamiento>
- Grady, L., Daigger, G., & Lim, H. (1999). *Biological Wastewater Treatment* (2.^a ed.). Marcel Dekker, Inc. (Vid. pág. 11).
- Inc., M.
bibinitperiod E., Tchobanoglous, G., Stensel, H. D., Tsuchihashi, R., & Burton, F. L. (2013). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery* (5.^a ed.). McGraw Hill. (Vid. pág. 36).
- JENBACHER. (s.f.). *JENBACHER*. Consultado el 4 de junio de 2024, desde <https://www.jenbacher.com/en> (vid. págs. 37, 38).
- Kim, Y. M., Chon, D.-H., Kim, H.-S., & Park, C. (2012). Investigation of bacterial community in activated sludge with an anaerobic side-stream reactor (ASSR) to decrease the generation of excess sludge. *Water Research*, 46(13), 4292-4300. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.040> (vid. pág. 16).
- Kothari, R., Pandey, A., Kumar, S., Tyagi, V., & Tyagi, S. (2014). Different Aspects of Dry Anaerobic Digestion for Bio-Energy: An Overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 174-195 (vid. pág. 18).
- Laca, F., & Gutierrez, A. (2018). META Producción y características.
- Mannina, G., Cosenza, A., Di Trapani, D., Gulhan, H., Mineo, A., & Bosco Mofatto, P. M. (2024). Reduction of sewage sludge and N₂O emissions by an Oxidic Settling Anaerobic (OSA) process: The case study of Corleone (Italy) wastewater treatment plant. *Science of The Total Environment*, 906, 167793. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2023.167793> (vid. pág. 16).
- Martí Deulofeu, J., & Martí Costa, S. (2022). *Tratamiento de aguas*. Stenco. (Vid. págs. 10, 11).
- Martins, C., Velho, V., Magnus, B., Xavier, J., Guimarães, L., Leite, W., & Costa, R. (2020). Assessment of sludge reduction and microbial dynamics in an OSA process with short anaerobic retention time. *Environ. Technol. Innov.*, 19, 101025. <https://doi.org/10.1016/j.eti.2020.101025> (vid. pág. 16).
- Mendoza Pacheco, C. A. (2015). *Digestión anaerobia en Vía seca. diseño de tratamiento de fangos generados en Estación Depuradora de Aguas Residuales* [Tesis de maestría, Universidad de Valladolid]. (Vid. pág. 18).
- Mike Powered by DHI. (s.f.). *WEST*. Consultado el 19 de abril de 2024, desde <https://www.mikepoweredbydhi.com/products/west>

- Naciones Unidas. (2015). *Objetivos de Desarrollo Sostenible*. <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/objetivos-de-desarrollo-sostenible/>
- Nazif, S., Mehrdadi, N., Zare, S., & Mosavari, S. (2016). Improvement and prediction of OSA system performance in sludge reduction through integration with thermal and mechanical treatment. *Water Sci. Technol.*, *74*, 2087-2096. <https://doi.org/10.2166/wst.2016.416> (vid. pág. 16).
- Novak, J. T., Sadler, M. E., & Murthy, S. N. (2003). Mechanisms of floc destruction during anaerobic and aerobic digestion and the effect on conditioning and dewatering of biosolids. *Water Research*, *37*(13), 3136-3144. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(03\)00171-4](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(03)00171-4) (vid. pág. 16).
- Real Decreto 470/2021, de 29 de junio [Publicado en el Boletín Oficial del Estado, núm. 155, de 30 de junio de 2021]. (2021, junio). (Vid. págs. 34, 35).
- Rodríguez Antolín, R. (2019). *Digestión anaerobia de fangos en pequeñas depuradoras. Viabilidad económica*. [Tesis de maestría, Universidad de Valladolid]. (Vid. pág. 18).
- Saby, S., Djafer, M., & Chen, G.-H. (2003). Effect of low ORP in anoxic sludge zone on excess sludge production in oxic-settling-anoxic activated sludge process. *Water Research*, *37*(1), 11-20. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(02\)00253-1](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(02)00253-1) (vid. pág. 16).
- Sodhi, V., Bansal, A., & Jha, M. K. (2020). Minimization of Excess Bio-sludge and Pollution Load in Oxic-settling-anaerobic Modified Activated Sludge Treatment for Tannery Wastewater. *Journal of Cleaner Production*, *243*, 118492. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118492> (vid. pág. 15).
- Sulzer. (2024). *SALOMIX L - Top-Mounted Vertical Agitators* [Accessed: 2024-07-29]. <https://www.sulzer.com/es-es/spain/shared/products/salomix-l-top-mounted-vertical-agitators> (vid. pág. 42).
- Torregrossa, M., Di Bella, G., & Di Trapani, D. (2012). Comparison between ozonation and the OSA process: analysis of excess sludge reduction and biomass activity in two different pilot plants. *Water Science & Technology*, *66*(1), 185-192. <https://doi.org/10.2166/wst.2012.153> (vid. pág. 17).
- Velho, V., Foladori, P., Andreottola, G., & Costa, R. (2016). Anaerobic side-stream reactor for excess sludge reduction: 5-year management of a full-scale plant. *J. Environ. Manag.*, *177*, 223-230. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.04.032> (vid. pág. 16).
- Vitanza, R., Cortesi, A., De Arana-Sarabia, M., Gallo, V., & Vasiliadou, I. (2019). Oxic settling anaerobic (OSA) process for excess sludge reduction: 16 months of management of a pilot plant fed with real wastewater. *J. Water Process. Eng.*, *32*, 100902. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.100902> (vid. págs. 16, 17).

- Vitanza, R., Cortesi, A., Gallo, V., De Arana, M. E., & Vasiliadou, I. A. (2021). Simulation of an Oxidation-Settling-Anaerobic Pilot Plant Operated under Real Conditions Using the Activated Sludge Model No.2d. *Water*, 13(23), 3383. <https://doi.org/10.3390/w13233383> (vid. págs. 16, 17).
- Wang, J., Zhao, Q., Jin, W., & Lin, J. (2008). Mechanism on minimization of excess sludge in oxic-settling anaerobic (OSA) process. *Front. Environ. Sci. Eng. China*, 2, 36-43. <https://doi.org/10.1007/s11783-008-0007-5> (vid. pág. 16).
- Ye, F., Rui-Fen, Z., & Li, Y. (2007). Effect of sludge retention time in sludge holding tank on excess sludge production in the oxic-settling-anoxic (OSA) activated sludge process. *Journal Of Chemical Technology And Biotechnology/Journal Of Chemical Technology & Biotechnology*, 83(1), 109-114. <https://doi.org/10.1002/jctb.1781> (vid. pág. 17).
- ZORG BIOGAS. (s.f.). *ZORG BIOGAS*. Consultado el 4 de junio de 2024, desde <https://zorg-biogas.com/es> (vid. págs. 37, 38).