



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

CAMPUS D'ALCOI

ESTUDIOS DE OPTIMIZACIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA PARA LA EDAR DE ALCOI

MEMORIA PRESENTADA POR:

Carla Sospedra Lletí

GRADO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Convocatoria de defensa: Julio del 2017



Tabla de contenido

Agradecimientos	1
Resumen	2
Resum	3
Abstract	4
Memoria.....	5
1 Introducción	5
2 Motivación y justificación	5
3 Antecedentes	5
4 Objetivo.....	6
5 Descripción de una estación depuradora de aguas residuales	6
5.1 La línea de agua	7
5.1.1 Pretratamiento.....	8
5.1.2 Tratamiento primario	11
5.1.3 Tratamiento secundario	13
5.1.4 Tratamiento terciario	15
5.2 Línea de fangos.....	15
5.2.1 Concentración por espesamiento	16
5.2.2 Estabilización	17
5.2.3 Deshidratación	18
5.2.4 Gestión de fango	19
5.3 Línea de gas	20
6 Descripción de un reactor mesófilo de una EDAR	22
7 Parte experimental	26
7.1 Planta piloto.....	26
7.2 Ensayos.....	27
7.2.1 pH y temperatura	28
7.2.2 Determinación de solidos totales	28
7.2.3 DQO	29
7.2.4 Amonio	29
7.2.5 Alcalinidad y acidez	30
7.3 Resultados	31



7.3.1	Caudal de Fango.....	31
7.3.2	DQO.....	32
7.3.3	pH.....	34
7.3.4	Temperatura.....	34
7.3.5	Sólidos totales.....	35
7.3.6	Sólidos volátiles.....	36
7.3.7	Amonio.....	36
7.3.8	Alcalinidad.....	37
7.3.9	Ácidos volátiles.....	37
7.3.10	Caudal de biogás.....	38
8	Diseño.....	39
8.1	Dimensiones del reactor.....	39
8.2	Equipación del reactor.....	41
8.3	Canalización del reactor.....	42
9	Presupuesto.....	43
9.1	Costes del reactor anaerobio.....	43
9.2	Costes de capital directo.....	44
9.3	Costes de capital indirecto.....	44
9.4	Costes financieros del proyecto.....	45
9.5	Resumen del presupuesto.....	45
10	Conclusiones.....	46
	Tablas de contenido.....	47
	Referencias.....	49
	Anexos.....	55
	Anexo I.....	55
	Anexo II.....	57
	Anexo III.....	59



AGRADECIMIENTOS

No hubiese podido realizar este grado si no hubiese sido por el apoyo, la energía y el tiempo de muchas personas. Por esta misma razón quería incluir este apartado de agradecimientos en el trabajo final de grado.

Primero querría agradecer el apoyo de mi familia, gracias a ellos ha sido posible mi formación en este grado.

También dar las gracias a mis compañeros de la universidad, por la fuerza que me han dado para seguir adelante. Esos duros días de estudio y trabajo que a su lado no se habrían enfrentado igual si no fuese por sus ánimos.

Por último, agradecer la paciencia infinita de mi tutora, la cual me ha acompañado y ayudado tanto como profesora como tutora de prácticas y actual tutora de trabajo final de grado. Muchas gracias una vez más por tu ayuda.

"Pregúntate si lo que estás haciendo hoy te acerca al lugar en el que quieres estar mañana."

Walt Disney



RESUMEN

En este proyecto se ha realizado una parte experimental en una planta piloto instalada en la estación depuradora de aguas residuales de Alcoi. En primer lugar, se debía estabilizar la planta piloto para que su funcionamiento fuese lo más aproximado al digestor real de la depuradora. El objetivo de utilizar una planta piloto era el de recoger datos para, posteriormente, realizar el diseño de un reactor anaerobio.

En la parte del diseño se analizan los datos obtenidos en la planta piloto y, seguidamente, se diseña un reactor de tipo tanque cerrado completamente agitado con una población microbiana anaerobia y un régimen mesófilo. El diseño establece los parámetros de dimensiones, así como su equipamiento, el cual lo necesario para su agitación y calentamiento.

Palabras clave:

Depuradora, planta piloto, reactor, anaerobio, mesófilo, lodos.



RESUM

En aquest projecte s'ha realitzat una part experimental en una planta pilot instal·lada en l'estació depuradora d'aigües residuals d'Alcoi. En primer lloc, s'havia d'estabilitzar la planta pilot per a que el seu funcionament fos el més aproximat al digestor real de la depuradora. L'objectiu d'utilitzar una planta pilot era recollir dades per a, posteriorment, realitzar el disseny d'un reactor anaerobi.

En la part del disseny s'analitzen les dades obtingudes com a justificació del funcionament de la planta pilot i, seguidament, es dissenya un reactor de tipus tancat completament agitat amb una població microbiana anaeròbia i un règim mesòfil. El disseny estableix els paràmetres de dimensions, així com el seu equipament, el qual inclou el necessari per a la seva agitació i escalfament.

Paraules clau:

Depuradora, planta pilot, reactor, anaerobi, mesòfil, llots.



ABSTRACT

On this Project has been made a part of an experimental pilot plant installed at Alcoi sewage treatment plant. Firstly, it was necessary to stabilize the pilot plant to simulate as possible to real function of the sewage digester. The aim of using a pilot plant was collecting data for a future anaerobic reactor design.

The data collected on the pilot plant is analyze on the design work. Then a closed tank reactor completely shaken with an anaerobic microbial population and a mesophile regime is designed. The design stablishes the terms on dimensions and equipment necessary for agitation and warming.

Keywords:

Sewage treatment plant, pilot plant, reactor, anaerobic, mesophile, sludge.



MEMORIA

1 INTRODUCCIÓN

Al igual que en cualquier industria, en una estación depuradora de aguas residuales (EDAR), se pretende mantener un proceso optimizado en el que se obtenga el mejor rendimiento al menor coste posible. La producción debe acogerse a lo que establece la legislación con la menor contaminación ambiental posible. [1]

El objetivo de una depuradora es recibir el agua doméstica e industrial y recuperar sus propiedades mediante una serie de tratamientos fisicoquímicos. El producto principal que obtiene la empresa, es agua depurada. También se producen productos secundarios, llamados fangos, procedentes de la línea de agua.

La digestión de fangos en una depuradora es un sistema de estabilización que elimina una gran parte de fracción volátil de los fangos generados y reduce su volumen. Si esta etapa no se realizase, los fangos generarían olores por putrefacción y, aún más importante, conllevarían un riesgo biológico por proliferación de bacterias infecciosas.

Actualmente, estos residuos pueden ser retirados por otras empresas para elaborar compost o para utilizarlos como combustible. Así pues, el inconveniente principal de la retirada de fangos en una estación depuradora es que el coste de la recogida del subproducto es proporcional a su peso.

El fundamento de diseñar un digestor con los parámetros correctos no solo asegura que funcione correctamente, sino que además reduce la cantidad de fango que luego será deshidratado.

2 MOTIVACIÓN Y JUSTIFICACIÓN

Este Trabajo Final de Grado ha pretendido reproducir la realidad debido a que se podría dar una situación parecida en un futuro, es decir, una situación donde se deba aplicar conjuntamente tanto la parte experimental como la teórica.

Así pues, se pretende mostrar las aptitudes y los conocimientos adquiridos durante el periodo de docencia en el Grado en Ingeniería Química.

Por tanto, en la presente memoria se estudia y optimiza a escala industrial un proceso de digestión anaerobia mesófila a nivel operativo y económico.

3 ANTECEDENTES

La esencia de los procesos biológicos de tratamientos residuales de agua reside en los microorganismos, los cuales llevan a cabo las reacciones que consumen los compuestos



orgánicos biodegradables. Estos microorganismos forman subproductos que están en estado sólido (lodos biológicos), líquido (agua) o gaseoso (metano, dióxido de carbono...).

Los primeros procesos anaeróbicos datan de finales de los sesenta y, desde entonces, han sido aplicados, estudiados y mejorados. A consecuencia, se dispone de un corpus teórico que permite tratar las aguas residuales urbanas así como en una diversidad de efluentes industriales. [2]

Además, las depuradoras obtienen un producto secundario muy apreciado, el metano. Este gas es muy útil debido a que actualmente hay muchas depuradoras que disponen de motores de cogeneración, los cuales permite aprovechar la energía de combustión del metano y, consecuentemente, reducir el consumo eléctrico y evitar el consumo de combustibles fósiles y sus emisiones.

4 OBJETIVO

El objetivo del presente trabajo es diseñar un digester mesófilo en base a una planta piloto. En la primera etapa, la experimental, su finalidad es estabilizar la planta piloto. En la segunda, la de diseño, se plantea el reactor a escala real a partir de los datos obtenidos en la etapa experimental.

5 DESCRIPCIÓN DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

El agua utilizada tanto por las industrias como en el hogar no puede devolverse al cauce sin estar previamente tratado.

Las estaciones depuradoras de aguas residuales se encargan de depurar estas aguas residuales, las cuales son recogidas y trasladadas hasta la comedia de la estación.

El vertido debe pasar por varias fases para poder eliminar el máximo de componentes que contiene, estos tratamientos se clasifican en dos líneas de proceso:

- Línea de agua
- Línea de Fangos

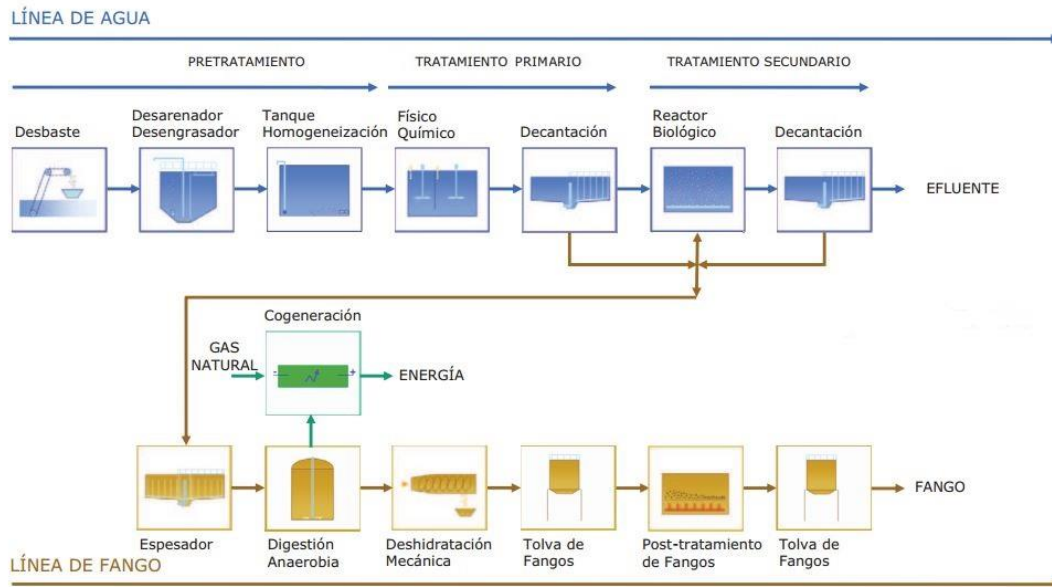


Figura 1. Diagrama de bloques de proceso.

Tras seguir el proceso de la figura 1, el agua tratada y recuperada se devuelve a un cauce receptor como puede ser un río, un mar... [3] En cambio el fango, tras ser tratado por otras fases es reutilizado como abono, combustible...

5.1 LA LÍNEA DE AGUA

La línea de agua abarca las siguientes etapas:

Línea de agua			
Pretratamiento <ul style="list-style-type: none"> •Rejas y tamices •Desarenador desengrasador •Homogeinización 	Tratamiento primario <ul style="list-style-type: none"> •Tratamiento Físico-Químico •Decantador Primario 	Tratamiento secundario <ul style="list-style-type: none"> •Fangos activos •Lechos bacterianos •Biodiscos 	Tratamiento terciario <ul style="list-style-type: none"> •Opcional

Figura 2. Clasificación de la línea de agua

5.1.1 Pretratamiento

En esta primera etapa se utilizan técnicas por tratamiento físico con el objetivo de eliminar los sólidos y grasas contenidos en el agua residual, con la finalidad de obtener agua sin sólidos para evitar dañar los equipos en las fases posteriores. [4]

5.1.1.1 Rejas de desbaste y tamices

Las rejas, están colocadas en dirección opuesta al flujo de agua, de modo que el agua pasará a través de ellas y los sólidos más voluminosos quedarán retenidos en sus barras. En función de la separación entre las rejas, se obtiene desbaste de gruesos o desbaste de finos.

Estos residuos son retirados manual o mecanizadamente y evacuados de las instalaciones mediante cintas transportadoras o tornillos sin fin.

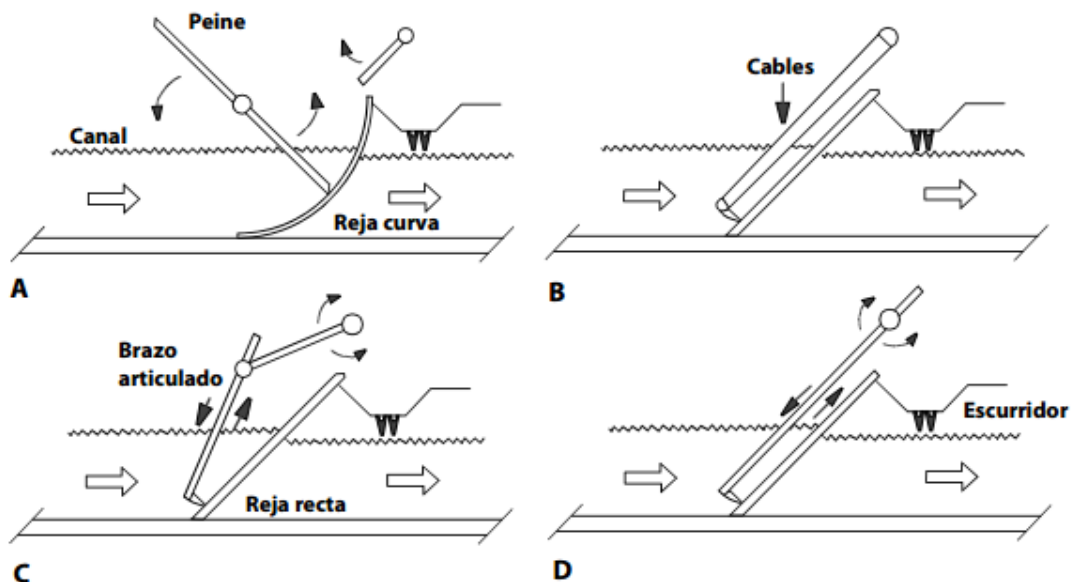


Figura 3. Esquema de rejas de desbaste mecánicas.

A) Reja curva; B) Reja de garfio; C) Reja de brazo; D) Reja telescópica.

Fuente: <http://studylib.es/doc/5251312/ft-pret-001>

A continuación, el caudal de agua pasa por uno o varios tamices con la finalidad de retirar los sólidos de un tamaño de 3 a 6 mm, correspondiente al baremo de luz de maya de los tamices.

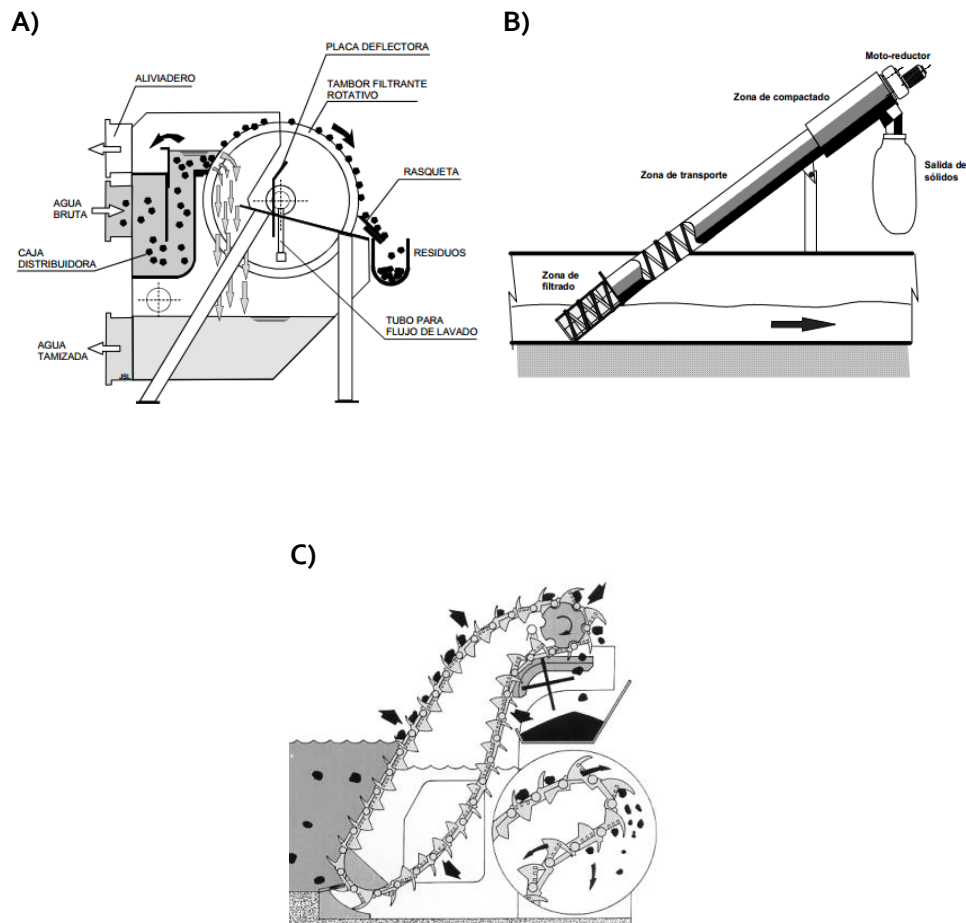


Figura 4. Esquema de tamices mecanizados.

A) Tamiz rotatorio; B) Tamiz de tornillo; C) Tamiz deslizante autolimpiante.

Fuente: <http://studylib.es/doc/5251312/ft-pret-001>

5.1.1.2 Desarenador/Desengrasador

El agua procedente de los procesos anteriores, pasa por el desarenador/desengrasador con el objetivo de retirar las arenas y las grasas contenidas en el agua. Se aprovecha la gravedad para sedimentar las arenas y la densidad inferior de las grasas para recogerlas en la parte superior.

El canal de entrada al desarenador/desengrasador posee un área inferior al de la instalación. Este aumento de área es suficiente para disminuir la velocidad del agua y hacer que sedimenten los residuos sólidos como arenas, arcillas, gravas, limos... por gravedad. La velocidad (aproximadamente 0,3 m/s) está por debajo del límite de sedimentación de arenas pero por encima de la velocidad del límite de sedimentación de la materia orgánica, por lo tanto estos últimos permanecerán disueltos en el agua para su posterior tratamiento.

Por otra parte, la insuflación de aire provocará que las grasas asciendan a la superficie y sean retiradas mediante una rasqueta mecanizada. [5]

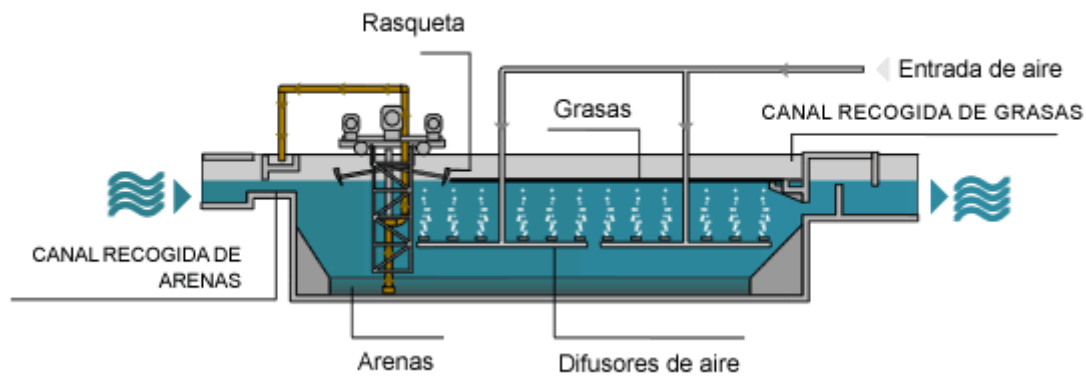


Figura 5. Desarenador/desengrasador.

Fuente: <http://www.consorcioaa.com/cmscaa/opencms/CAA/saneamiento/sistema-generico-de-saneamiento/depuracion-edar/desarenado-desengrasado.htm>



Figura 6. Puente desarenado desengrasado longitudinal.

Fuente: <http://www.dagaequipment.com/products/cat-puente-desarenador-desengrasador---longitudinal.html>.

5.1.1.3 Homogenización

El agua limpia de sólidos y grasas pasa a un tanque con el objetivo de unificar la carga contaminante y el caudal.

Las depuradoras reciben un caudal variable en función de la hora del día, del tiempo meteorológico o de la estación del año. También, reciben aguas procedentes de actividades industriales que su contenido podría dañar las instalaciones. Por tanto, el tanque ayuda a mantener el caudal constante y a homogeneizar el agua, de este modo se evita posibles averías en los equipos e instalaciones.

Es importante mantener una agitación y aireación adecuada para prevenir la sedimentación de sólidos y olores.

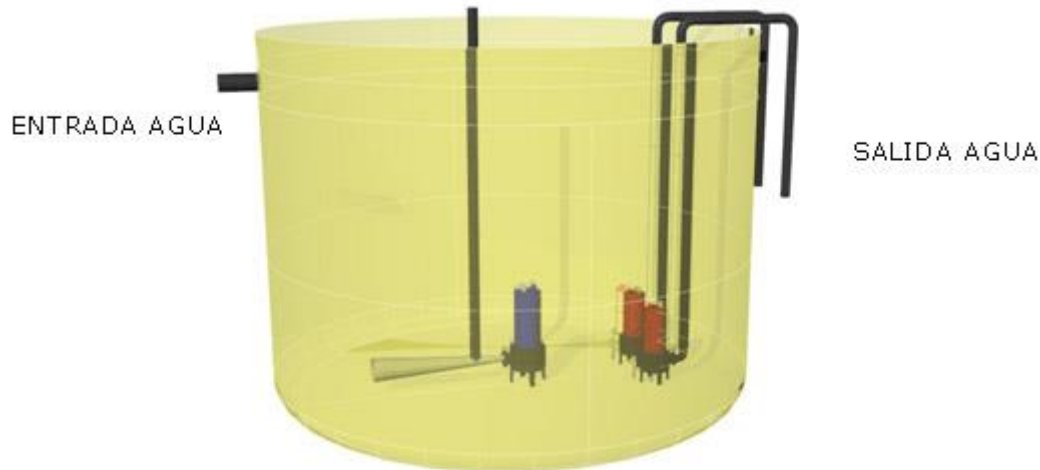


Figura 7. Tanque de homogeneización.

Fuente: <http://www.totagua.com/como-elegir-mi-depuradora/bodegas.html>

5.1.2 Tratamiento primario

En esta segunda etapa de la depuradora, tiene como principal objetivo eliminar los sólidos en suspensión contenidos en el agua residual. Esta etapa comprende dos fases: el tratamiento físico-químico para compactar los sólidos; y la decantación para separarlos del agua tratada.

5.1.2.1 Tratamiento físico-químico

Se necesita un tratamiento físico-químico en el sistema sólido-líquido, resultado de los procesos anteriores, debido a que la fase sólida contiene una gran cantidad de impurezas que abarcan desde 10^{-8} cm (sustancias solubles) hasta 10^{-2} cm (materia en suspensión)

El agua se caracteriza por ser una dispersión y por tanto se requiere de aportación externa para sedimentar parte de esta materia. Diseñar una instalación para ese periodo de tiempo no sería rentable y se necesitaría una superficie muy grande. Para hacer frente a esta circunstancia, generalmente se prepara la eliminación de la materia mediante un proceso de coagulación-floculación. [6]

Mediante la coagulación los componentes del agua estable se desestabilizan por superación de las fuerzas que mantienen su estabilidad. Los coagulantes utilizados pueden ser, según su naturaleza:

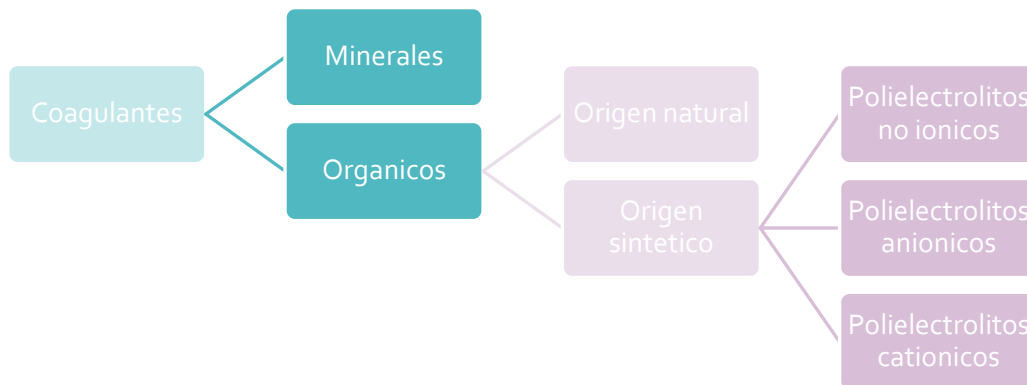


Figura 8. Clasificación de coagulantes según su naturaleza.

Con la floculación, las partículas desestabilizadas se unen formando grandes flóculos estables o aglomerados con un peso superior al de las partículas individuales.

5.1.2.2 Decantación primaria

Esta fase elimina los sólidos en suspensión (abreviadamente SS) que los tratamientos físicos anteriores no han podido eliminar.

La decantación es un proceso físico que mediante la fuerza de la gravedad permite que los flóculos se depositen en el fondo del decantador.

Normalmente, los decantadores son estructuras de cemento circulares que se alimentan por la zona central. Disponen de dos salidas:

1. En la parte baja se encuentra el colector central que desagua el fango decantado con la ayuda de un puente con rasqueta. Éste gira radialmente y a velocidades muy bajas para recolectar el fango depositado y a la vez no provocar turbulencias.
2. En el perímetro de la instalación hay deflectores por donde sale el agua clarificada. Además, cuenta con rasquetas superficiales para evitar que espumas y grasas que puedan quedar se cuelean por el colector.

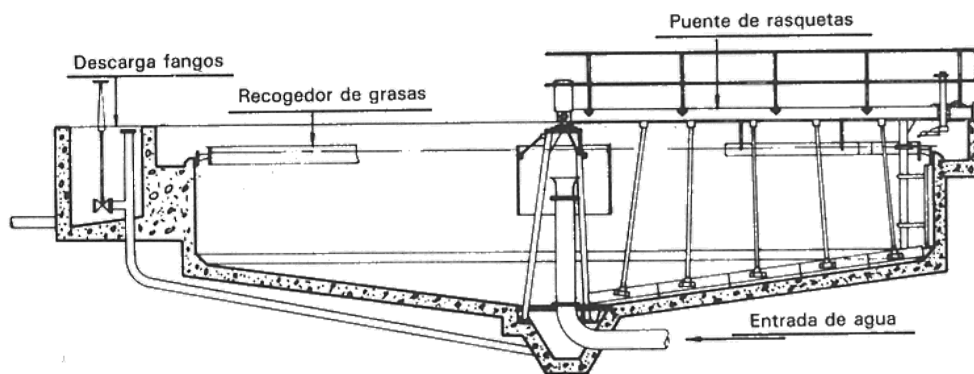


Figura 9. Decantador.

5.1.3 Tratamiento secundario

En esta etapa las bacterias juegan un papel destacado por su actividad biológica. La función principal de éstas es degradar la materia orgánica biodegradable y los compuestos que contienen nitrógeno y fósforo. [7]

El tratamiento secundario más utilizado en las EDAR es el tratamiento de lodos activos convencionales, el cual fue creado en Inglaterra el 1914 por Arden y Lockett. Se basa en una operación continua entre el reactor y el decantador o sedimentador con una recirculación de fangos activos. [8]

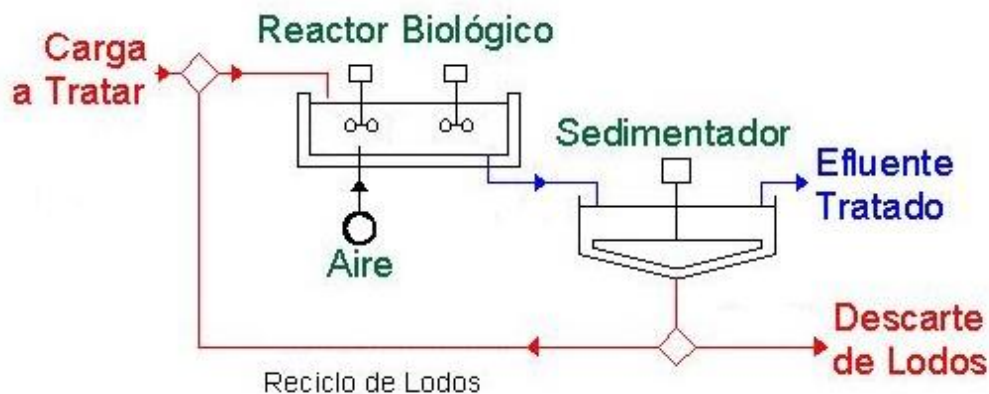


Figura 10. Diagrama del tratamiento secundario.

Fuente: <http://www.cec.uchile.cl/~leherrer/BT53A/SBR/sbrdise.htm>

5.1.3.1 Reactor biológico

El reactor biológico está constituido por un tanque o reactor, un sistema de agitación y un aireador.

El agua clarificada del decantador primario llega al reactor biológico, y entra en contacto con el cultivo de microorganismos.

La población microbiana se caracteriza por consumir O_2 para su digestión, por tanto, hay que mantener una concentración de O_2 disuelto mediante un sistema de aireación. Además, se requerirá mantener la concentración de la población microbiana constante mediante la recirculación que va del sedimentador al reactor. En algunos casos, es de ayuda añadir nutrientes para facilitar la digestión. [9]

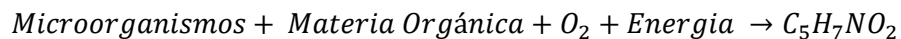


Figura 11. Reactivos y productos del reactor biológico.

En esta fase se dan dos tipos de reacciones:

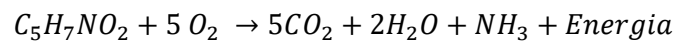
Fase 1 Síntesis o asimilación

Esta parte de la digestión es relativamente rápida, donde los nutrientes son ingeridos al interior del microorganismo. La reacción es:



Fase 2 Oxidación o respiración endógena

En esta fase digestiva se obtiene energía a partir de la materia orgánica asimilada. En ella se obtiene gases, agua y energía.



5.1.3.2 Decantador secundario

Una vez el tiempo de residencia es finalizado en el reactor biológico, el producto obtenido es dirigido a una separación sólido-líquido. La diferencia entre el decantador primario y el secundario reside en la densidad de los fangos que se producen. Este decantador sedimenta materia orgánica, que es menos densa que los sólidos sedimentables (tipo correspondiente al decantador primario). El efluente del decantador secundario es normalmente más clarificado que el del decantador primario.

La construcción del decantador secundario es prácticamente igual que la de un decantador primario.

Parte de los fangos recogidos son recirculados de nuevo al reactor biológico como anteriormente se ha dicho y el resto se purga. La purga seguirá su tratamiento por la línea de fangos.



5.1.4 Tratamiento terciario

Esta etapa es opcional, y en función de las características del agua y del producto final que desee obtener, se decidirá instalar o no un equipo de tratamiento terciario. Su finalidad es eliminar la materia orgánica que no se puede biodegradar o los nutrientes que contenga. [10] Algunos de los métodos utilizados son:

- **Adsorción**
Este proceso adsorbe mediante un sólido los contaminantes procedentes del agua. Normalmente se realiza mediante carbón activo ya que tiene una superficie de contacto muy elevada, aunque también se puede utilizar alúmina, gel de sílice...
- **Osmosis inversa (OI)**
El agua pasa a través de una membrana en la cual las sales disueltas y los SS de bajo peso molecular quedan prácticamente todos retenidos. Este método se utiliza cuando se necesita agua muy pura.
- **Electrodialisis**
Un campo eléctrico separa los iones por diferencias de carga a través de una membrana. La célula contiene un número específico de membranas de 1-2 nm, entre un ánodo y un cátodo de forma que al aplicar corriente se da el intercambio iónico a través de las membranas.
- **Oxidación química**
Su función es oxidar las moléculas orgánicas complejas que no son biodegradables para obtener CO₂ y H₂O o, en el caso de no obtener CO₂ y H₂O, conseguir que las moléculas sean lo menos contaminantes posibles, mediante cloración, ozonización o radiación ultravioleta.
- **Desinfección**
Se pueden eliminar organismos patógenos mediante filtración (Ultrafiltración o microfiltración) o destruirlos por medio de altas temperaturas, cloración, ozonización o radiación ultravioleta.

5.2 LÍNEA DE FANGOS

El Real Decreto-ley 11/1995 señala que "*Queda prohibido el vertido de fangos procedentes de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales (...)*" Es por este motivo que se separa todo el lodo de la línea principal de agua.

Este mismo Real Decreto-ley 11/1995 añade que "*Considerando que las medidas previstas en la directiva 78/319/CEE del Consejo, de 20 de marzo de 1978, relativa a los residuos tóxicos y peligrosos(5) se aplican también a los lodos de depuradora en la medida en que éstos contienen o se encuentran contaminados por las sustancias o materias que figuran en el Anexo de dicha Directiva y que por su naturaleza o por la cantidad o concentración en que aparecen presentan un riesgo para la salud humana o para el medio ambiente ;*" Es por ello, que el lodo requiere ser tratado.

Por tanto en la línea de fangos se tratarán los lodos que provienen tanto del decantador primario como del decantador secundario. Ambos son reactivos por contener materia orgánica y ser líquidos. [11]

Los objetivos principales de esta línea son:

- Reducir la humedad del lodo, para disminuir su volumen y hacerlo más manejable.
- Estabilizar la materia orgánica que contiene, para evitar olores y proliferaciones de microorganismos.

De este modo, los lodos pueden ser gestionados como residuos sólidos urbanos o ser utilizados como combustible para fuentes de energía o como compost en la agricultura. Para que esto sea posible, el fango debe pasar por distintas fases:

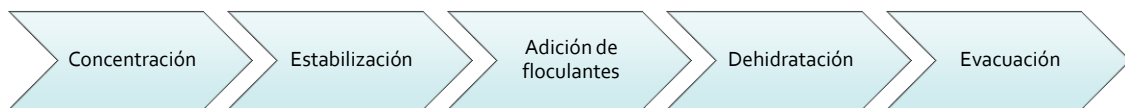


Figura 12. Fases de la línea de fangos

5.2.1 Concentración por espesamiento

Se elimina parte del agua, con la finalidad de optimizar costes, en cuanto al tamaño de los tanques, los equipos utilizados, los reactivos químicos que lo acondicionan y la cantidad de energía necesaria en digestores y equipos de deshidratación. [12]

Normalmente se utilizan espesadores por gravedad. Su diseño es similar a un decantador, pero a diferencia de él, dispone, entre el puente giratorio y las rasquetas, de unas piquetas verticales que homogeneizan la masa y crean canales que facilitan la evacuación del agua intersticial y los gases ocluidos.

El agua de salida del espesador rebosa por el perímetro superior de este, pero al contrario de los decantadores, se envía a la cabecera de la planta para ser tratada.

Por otra parte, la salida inferior de lodo espesado es dirigida al bioreactor. Al tratarse de fangos activos, es muy probable que produzca olores. En algunas ocasiones, para evitar los olores, se recubre el espesador con una cubierta estanca que puede ser fija o desmontable.



Figura 13. Espesador de fangos.

Fuente:

<http://www.directindustry.es/fabricante-industrial/espesador-81581-2.html>

Hay tres tipos de sedimentación en función de las concentraciones de SS:

Tipo de sedimentación	Concentración de sólidos en suspensión ([SS])
Partículas floculantes	$[SS] < 300 - 500 \text{ mg/L}$
Zonal	$500 < [SS] < 5.000 \text{ mg/L}$
Por compresión	$5.000 - 10.000 \text{ mg/L} < [SS]$

Figura 14. Tipos de sedimentación en función de la concentración de sólidos en suspensión que contenga el fango.

5.2.2 Estabilización

Los objetivos principales de esta fase son eliminar la materia orgánica biodegradable, reducir los agentes patógenos y eliminar los olores desagradables de los fangos.

Hay tres tipos distintos de estabilización de fangos:

5.2.2.1 Estabilización química

Se eleva el pH del fango debido a que los microorganismos a pH entre 10-12 no pueden sobrevivir. Esta técnica es temporal, por tanto no se emplea en grandes depuradoras.

5.2.2.2 Estabilización térmica

Se eleva la temperatura para secar térmicamente o incinerar los fangos y eliminar toda materia orgánica, incluso agentes patógenos, quedando solo las cenizas.

5.2.2.3 Estabilización biológica

La estabilización se realiza mediante procesos bioquímicos, con diversos tipos de microorganismos. Se basa en reacciones metabólicas de microorganismos que degradan las moléculas a compuestos más simples de alta densidad energética y se elige el tipo de proceso en función de los habitantes equivalentes que deba tratar la depuradora.

Tipo de proceso	Habitantes equivalentes (h.e.)
Aireación prolongada	Población menor de 20.000 h.e.
Digestión aerobia	Población entre 20.000 h.e. y 50.000 h.e.
Digestión anaerobia	Población mayor de 50.000 h.e.

Figura 15. Tipos de estabilización biológica en función de los habitantes equivalentes.

5.2.3 Deshidratación

El objetivo es reducir el volumen del fango estabilizado, retirando el agua que permanece en los flóculos. Los métodos utilizados puede ser naturales (secar el fango por evaporación) o mecánicos (se utiliza equipo para realizarlo) [13]

Cuando se trata de una depuradora pequeña, se puede utilizar el secado por evaporación. En caso contrario, se utilizan equipos para el tratamiento de deshidratación:

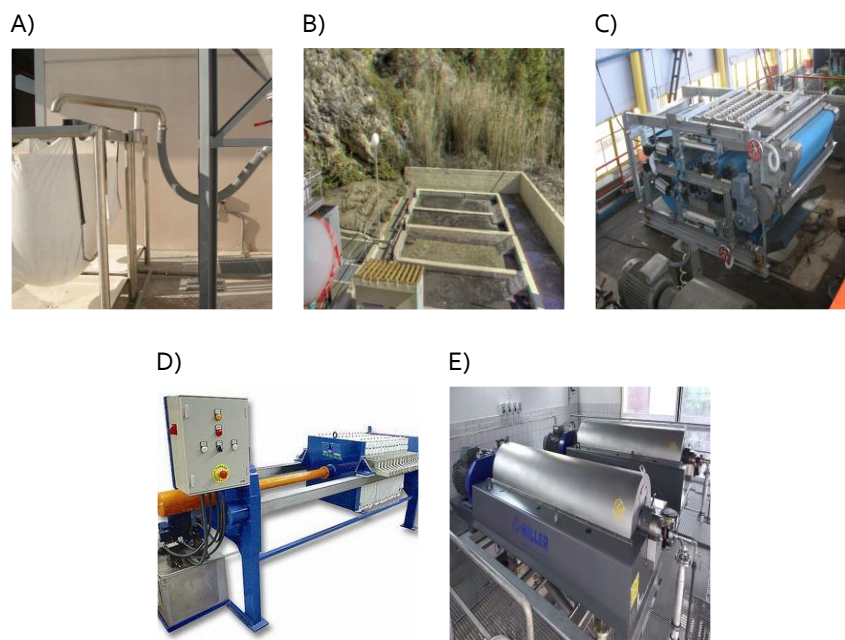


Figura 16. Tipos de procesos de deshidratación.

A) Sacos filtrantes. Fuente: <http://www.gtmediterraneo.com/productos/depuracion-de-aguas-residuales/sistemas-de-deshidratacion-de-lodo/sacos-filtrantes/>

B) Eras de secado. Fuente: <http://www.facsa.com/comunicacion-y-prensa/fotos-3d/150/2>

C) Filtro banda. Fuente: <http://www.directindustry.es/prod/ekoton-industrial-group/product-90169-1073365.html>

D) Filtro prensa. Fuente: <https://www.gedar.com/residuales/deshidratacion-de-lodos/filtroprensa.htm>

E) Centrifugadora. Fuente: <http://trends.directindustry.com/hiller-gmbh/project-39982-114971.html>

5.2.4 Gestión de fango

Una vez el fango está estabilizado y deshidratado, la misma depuradora puede gestionar el lodo o puede encargar su gestión a una empresa autorizada. La función que se le puede dar a los lodos es la siguiente:

5.2.4.1 Reciclado

Si los fangos se reciclan, pueden ser utilizados en agricultura como abono orgánico. Para ello el lodo debe estar dentro de las especificaciones estipuladas en el Real Decreto 1310/1990. En él se regula la utilización de lodos de las depuradoras en el sector agrario. [15]

Además se registra como productos fertilizantes los lodos de una depuradora en el sector agrario en el Orden AAA/1072/2013, de 7 de Junio. [16]

5.2.4.2 Valorización energética

El lodo es incinerado de acuerdo a la Ley 16/2002, de 1 de julio que regula la contaminación, limita las emisiones y establece las mejores técnicas de incinerado, con objeto de proteger y conservar el medio ambiente. [17]

5.2.4.3 Deposito en vertedero

Otra alternativa consiste en llevar el fango a un vertedero, bien por elección de la empresa, o bien porque el fango no tiene las propiedades idóneas para utilizarlo en el sector agrícola. En este caso, se deben acoger a lo estipulado en el Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero. [18]

Según datos del CEDEX (Centro de estudios y experimentación de obras públicas) de diciembre del 2013 se alcanzó los siguientes objetivos cuantitativos: [14]

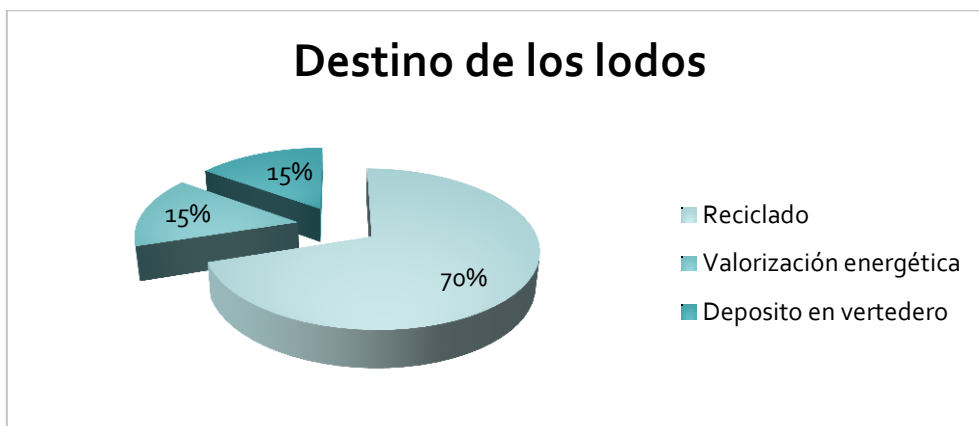


Figura 17. Porcentajes de uso de lodos.

5.3 LÍNEA DE GAS

La línea de gas tiene inicio en la etapa de digestión anaerobia en la línea de fangos. En ella se conduce el biogás producido en el bioreactor.

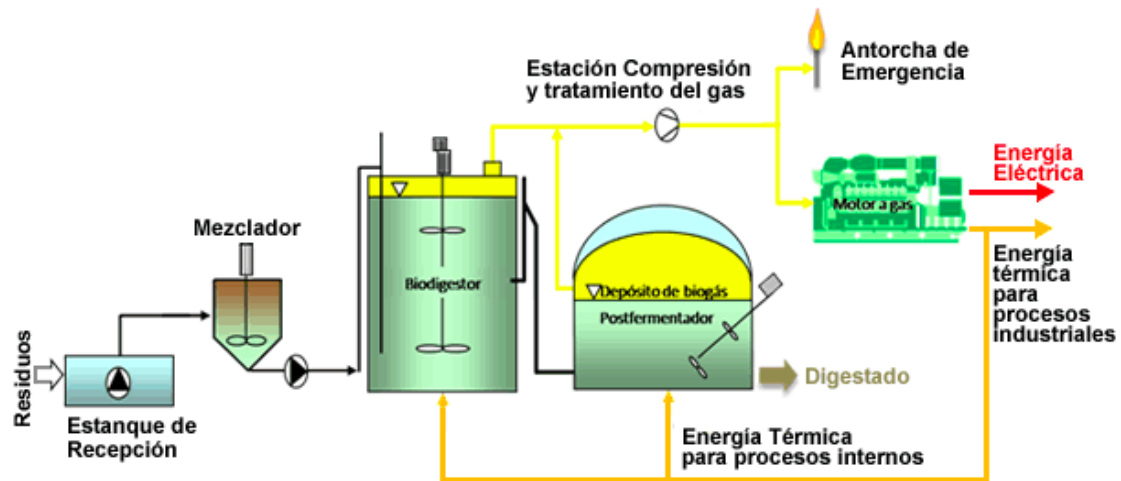


Figura 18. Diagrama de la línea de gas.

Fuente: <https://tallermercado2014.wordpress.com/2014/04/02/residuos-organicos/>

Este gas, generalmente está saturado de agua, contiene mayoritariamente metano. Su composición depende del efluente tratado a lo largo del proceso de depuración. Siendo las proporciones medias del biogás las siguientes: [19]

Compuesto	%
Metano (CH ₄)	50-70
Dióxido de carbono (CO ₂)	25-50
Hidrogeno molecular (H ₂)	1-1,5
Nitrógeno molecular (N ₂)	0,3-3
Otras especies (ej. H ₂ S)	...

Figura 19. Composición del biogás obtenido en un proceso de digestión anaerobia.

En esta etapa el gas es almacenado en gasómetros. Las instalaciones de almacenamiento más conocidas son las esféricas con doble membrana para facilitar la variación de volumen. En este almacenamiento se mantiene la estática y la presión mediante un soplante de aire y una válvula de regulación entre cámaras.



Figura 20. Gasómetro real.

Fuente: <https://www.sattler-global.com/biogas/es/gasmetro-dmgs-1078.jsp>

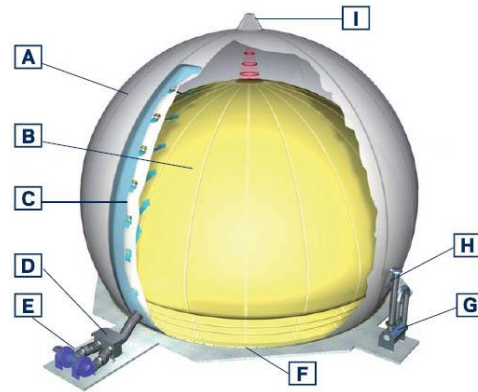


Figura 21. Partes de un gasómetro.

Fuente: <http://www.sustpro.com/ES/es-ES/gasmetro-para-biogas-f1734.htm>

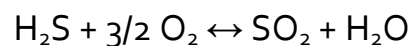
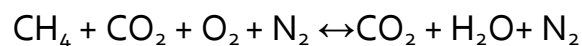
Partes del gasómetro

- A. Membrana exterior
- B. Membrana interior
- C. Sistema de flujo de aire
- D. Válvula de regulación
- E. Soplante de aire
- F. Anillo de anclaje
- G. Válvula de seguridad
- H. Mirilla
- I. Medidor del nivel

Figura 22. Partes del gasómetro de la ilustración 13.

En las EDAR de gran tamaño se utiliza el gas almacenado y un motor de cogeneración para la producción de energía eléctrica y calorífica. De este modo se aprovecha la energía eléctrica producida por la misma empresa y se disminuye el consumo directo de la red eléctrica. Además, los gases de escape de este proceso, por sus altas temperaturas, son aprovechados para la transmisión de calor en algunos de los procesos de la planta. [20]

Como medida de seguridad, se instala una antorcha para combustionar el gas que no puede ser retenido en situaciones de emergencia. De este modo se evita la emisión directa del gas almacenado y se emiten productos más ecológicos que los gases no quemados. [21]



6 DESCRIPCIÓN DE UN REACTOR MESÓFILO DE UNA EDAR

El reactor anaerobio de una EDAR se sitúa en la segunda fase de la línea de fangos:

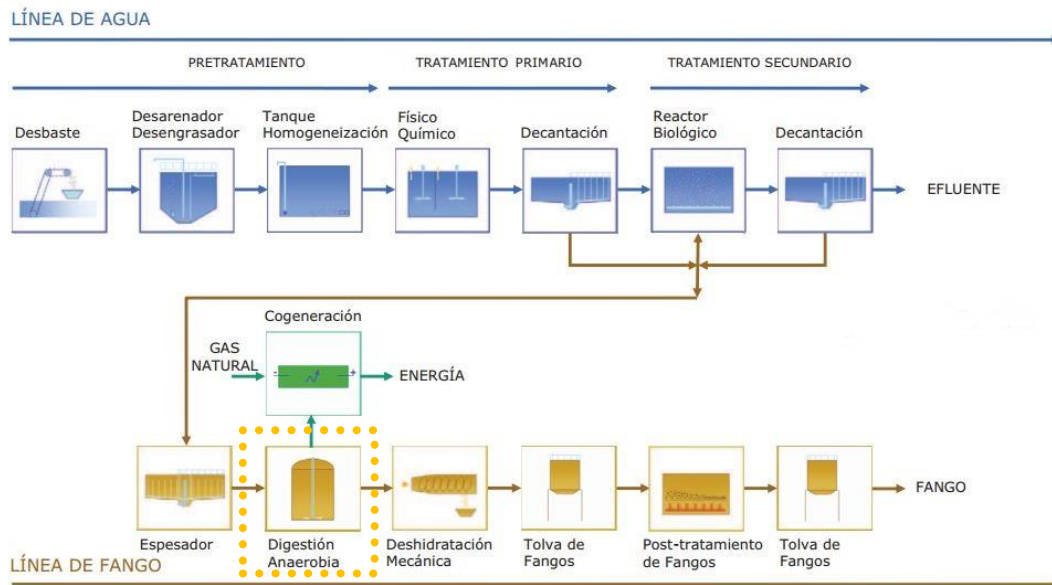


Figura 23. Proceso de depuración de aguas residuales.

La digestión anaerobia es el proceso más utilizado en la estabilización de fangos en las depuradoras. Esta digestión es mucho más complicada que una aerobia y utiliza una serie de procesos exclusivos donde los microorganismos interactúan en una dinámica metabólica compleja. [22]

La población microbiana se divide en 5 grupos, cada uno de los cuales poseen ciclos de vida diferentes y distinta sensibilidad al entorno. Es por ello, que cada grupo tiene distinta velocidad de reacción. [23]

Grupo	Tipo
1	Hidrolíticas-acidógenas
2	Homoacetógenas
3	Acetógenas
4	Metanótgenas
5	Metanógenas acetoclásticas

Figura 24. Grupos de microorganismos que intervienen en la digestión anaerobia.

El proceso de degradación del sustrato se produce dentro de un reactor completamente cerrado en condiciones anaerobias. Se bombea al interior fango procedente de la decantación de la depuradora y éste permanece allí el tiempo necesario para que transcurran las reacciones.

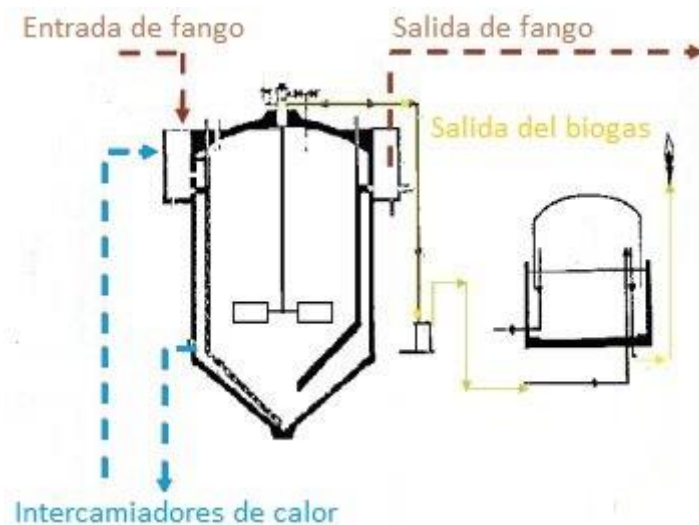


Figura 25. Diagrama de un reactor anaerobio.

Este proceso de degradación del sustrato consta de cuatro fases:

Fase 1 Hidrolisis

En esta fase las bacterias anaerobias facultativas y estrictas transforman la materia orgánica soluble (proteínas, glúcidos y lípidos) en moléculas orgánicas de menor peso molecular.

Fase 2 Acidogénesis

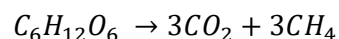
Las bacterias en esta fase producen compuestos simples que a lo largo del proceso son productos intermedios.

Fase 3 Acetogénesis

Las bacterias acetogénicas procesan los productos intermedios convirtiendo los ácidos y alcoholes formados en la etapa anterior, en ácidos acéticos, hidrogeno molecular y dióxido de carbono.

Fase 4 Metanogénesis

Se finaliza el proceso con la formación de dióxido de carbono a partir del ácido acético y el ácido fórmico. Asimismo se forma metano a partir del hidrogeno molecular y el dióxido de carbono. La metanogénesis queda explicada con la siguiente reacción:



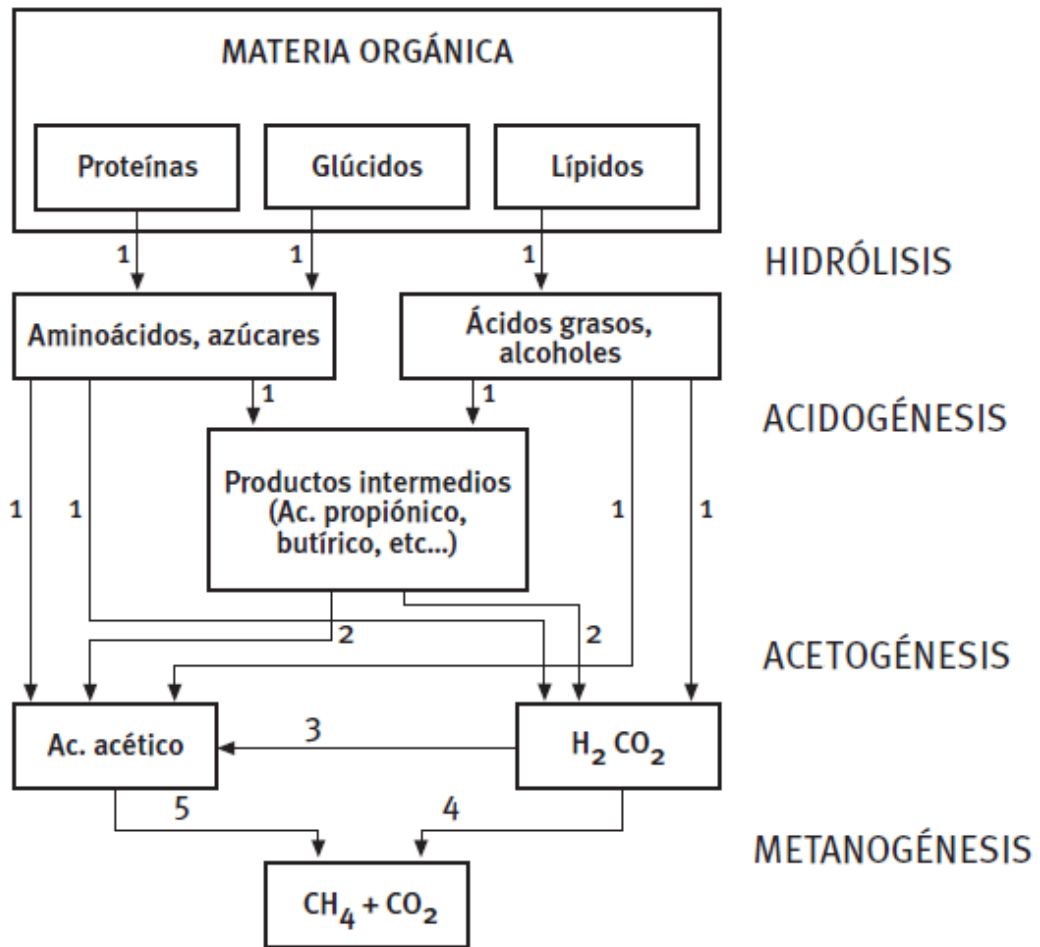


Figura 26. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microorganismos.

Fuente: <http://www.biodisol.com/que-es-el-biogas-digestion-anaerobia-caracteristicas-y-usos-del-biogas/digestion-anaerobia-proceso-de-produccion-de-biogas-biocombustibles-energias-renovables/>

Como resultado de este proceso se obtiene un fango con un bajo contenido en materia orgánica y agentes patógenos que evitan la fermentación. Posteriormente se deshidrata el fango para poderlo utilizar en el sector de la agricultura o para combustión.

Hay muchas variables que influyen en el diseño de un digestor: la procedencia del agua, su composición, los factores climatológicos del lugar donde se desarrolla el proceso, la topografía de las instalaciones... [24] Para mantener el equilibrio del proceso es importante que:

- El digestor esté exento de oxígeno disuelto
- Las concentraciones de constituyentes inhibidores estén reducidas, como por ejemplo, metales pesados y sulfuros.
- Los valores de pH se mantengan en un intervalo entre 6.6 y 7.6
- La alcalinidad oscile entre 1.000 y 5.000 mg/L para que el pH no descienda por debajo de 6.2. Este pH es el mínimo para que los microorganismos metanogénicos produzcan metano.

- La concentración de ácidos volátiles sea inferior a 250 mg/L
- La temperatura en la digestión esté controlada en función del régimen de temperatura deseado:
 - Digestión anaerobia en régimen psicrófilico: a temperaturas entre 15 – 25 °C.
 - Digestión anaerobia en régimen mesófilico: a temperaturas entre 30 – 38 °C.
 - Digestión anaerobia en régimen termófilico: a temperaturas entre 50 – 60 °C.

Una puesta en marcha de un bioreactor de estas características requiere un tiempo de estabilización elevado. Este bioreactor viene limitado por la etapa más lenta y está condicionado por el tipo de sustrato (solubles o en forma de partículas) y por los microorganismos con concentración más elevada. [25]

Hay que tener en cuenta distintos parámetros para la digestión:

a) Parámetros ambientales

Parámetros Ambientales	Parámetro	Referencia
	pH	Cercano a la neutralidad
	Alcalinidad	Para asegurar la amortiguación y evitar la disminución del pH. Es recomendable un valor superior a 1,5 g/l CaCO ₃
	Potencial RedOx	Es recomendable un valor inferior a -350 mV
	Nutrientes	En el caso que se deba favorecer el crecimiento de los microorganismos
	Tóxicos e inhibidores	Su concentración debe ser lo mínima posible

Figura 27. Parámetros ambientales para un reactor anaerobio.

b) Parámetros operacionales

Parámetros Operacionales	Parámetro	Referencia
	Temperatura	Para un reactor psicrófilico a temperaturas entre 15 – 25 °C. Para un reactor mesófilico a temperaturas entre 30 – 38 °C. Para un reactor termófilico a temperaturas entre 50 – 60 °C.
	Agitación	Dependiendo del tipo de reactor
	Tiempo de retención	Tiempo medio de permanencia del fango en contacto con los microorganismos
	Velocidad de carga orgánica	Cantidad de materia orgánica introducida en el bioreactor por unidad de volumen y tiempo.

Figura 28. Parámetros operacionales para un reactor anaerobio.

Las ventajas que obtiene una EDAR al aplicar una digestión anaerobia en su proceso de depuración es que se reduce el volumen de fango, así como, la concentración de microorganismos patógenos, siendo la estabilización de larga duración. Además, la producción de biogás se puede aprovechar para accionar motores de cogeneración cuyo calor puede ser aprovechado para el mantenimiento de la temperatura del reactor.

7 PARTE EXPERIMENTAL

7.1 PLANTA PILOTO

El reactor piloto utilizado en este estudio se encuentra en una planta piloto de procesos de digestión anaerobia ubicada dentro de un container.



Figura 29. Planta piloto.

Esta planta piloto, en realidad representa el proceso de digestión anaerobia a pequeña escala. Tal y como se puede apreciar en la figura 30, consta de dos digestores, un sistema de calefacción, un sistema de alimentación y un sistema de medida de biogás.

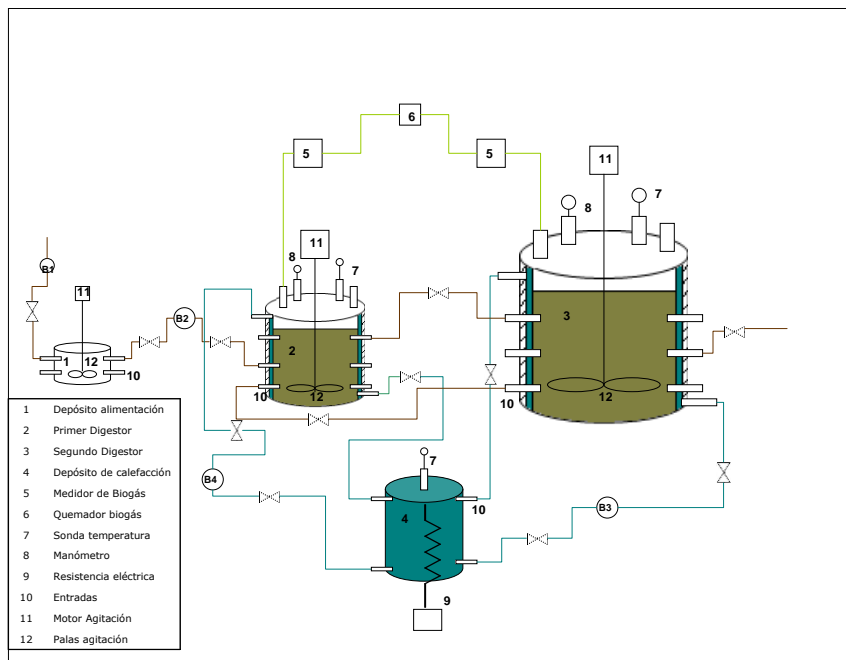


Figura 30. Diagrama de la planta piloto.



Figura 31. Interior de la planta piloto.

La planta está provista de un sistema de control SCADA donde se establecen las variables y se registran y almacenan los datos de temperatura, caudal y producción de biogás.



Figura 32. Pantalla del SCADA instalado en la planta piloto.

En el estudio se trabajara con el digester nº 2. El bioreactor es de mezcla completa, provisto de agitación y calentamiento de fangos.

7.2 ENSAYOS

Se realizaban los ensayos dos días a la semana durante un periodo de 6 meses. Para ello, se tomaba un litro de fango de la entrada y uno de la salida de la planta piloto. Además, se anotaban diariamente los caudales de entrada y salida.

Los ensayos realizados en la planta son los siguientes:

7.2.1 pH y temperatura

Mediante el pH-metro se recogen los datos de pH y temperatura de las muestras de entrada y salida.



Figura 33. pH-metro.

Fuente: <http://www.ictsl.net/productos/aparatos/phmetredesobremesabasiczocrison.html>

7.2.2 Determinación de sólidos totales

Se determinan los sólidos totales, residuos que quedan después de una evaporación, y los sólidos volátiles, compuestos que perduran después de una calcinación.

Para medir la cantidad de sólidos totales y volátiles se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Sólidos totales (\%)} = \frac{P3 - P1}{P2 - P1} \cdot 100$$

$$\text{Sólidos volátiles (\%)} = \frac{\frac{P3 - P4}{P2 - P1} \cdot 100}{\text{Sólidos totales}} \cdot 100$$

P_1 = Peso del crisol vacío (gr)

P_2 = Peso del crisol lleno (gr)

P_3 = Peso del crisol después de estufa a 105°C (gr)

P_4 = Peso del crisol después de mufla a 550°C (gr)

7.2.3 DQO

Para la obtención de la DQO, se utilizan dos escalas de detección distintas:

- a) LCK 514 para detección de 100-2000 mg/l O₂



Figura 34. Kit utilizado.

Fuente: https://es.hach.com/quick-search-quick.search.jsa?referralType=PARAMETER¶meterId=26075339785&pr.productType=REAGENT_OR_STANDARD

Muestra utilizada: 2mL de sobrenadante del centrifugado

- b) LCK 914 para detección de 5-60 g/l O₂



Figura 35. Kit utilizado.

Fuente: https://es.hach.com/quick-search-quick.search.jsa?referralType=PARAMETER¶meterId=26075339785&pr.productType=REAGENT_OR_STANDARD

Muestra utilizada: 0.2mL de fango

Para su determinación, es necesaria la utilización de un termostato para digestiones a 148°C, y un espectrofotómetro para la obtención del valor.



Figura 36. Termostato doble.

Fuente: <https://es.hach.com/reactores-digitales/family?productCategoryId=24761079866>



Figura 37. Espectrofotómetro.

Fuente: <https://es.hach.com/espectrofotometros/family?productCategoryId=24821581897>

7.2.4 Amonio

Para determinar la cantidad de amonio, se utiliza un kit de la marca HACH, LCK 302 capaz de detectar intervalos de amonio que oscilen entre 47 – 130 mg/L de NH₄-N. El proceso requiere un total de 5mL de muestra y un tiempo de reacción de 12 minutos.



Figura 38. Kit utilizado.

Fuente: https://es.hach.com/quick.search-quick.search.jsa?referralType=PARAMETER&pr.parameterId=26075339785&pr.productType=REAGENT_OR_STANDARD

El reconocimiento del kit y la medición se realizaba mediante el espectrofotómetro portátil.

7.2.5 Alcalinidad y acidez

Para la obtención de la alcalinidad y la acidez, se realizan dos valoraciones del sobrenadante del fango que se obtiene mediante una centrifuga.



Figura 39. Centrifugadora de laboratorio.

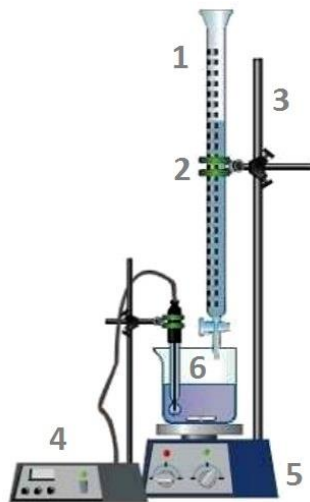
Fuente: <http://www.directindustry.es/prod/u-therm-international-hk-limited/product-65661-608998.html>

La primera valoración, se realiza con ácido sulfúrico 0.1N, bajando el pH de la muestra de 5.75 a 4.3. La segunda, se realiza con hidróxido de sodio 0.1N a temperatura ambiente, subiendo el pH de 4 a 7, a pesar de haber calentado previamente la muestra en un baño de arena.



Figura 40. Baño de arena.

Fuente: <http://tienda.leboriz.com/banos-de-arena/318-combiplac-sand-5x18x38cm-bano-de-arena.html>



1. Bureta
2. Pinza y nuez
3. Soporte
4. pH metro
5. Agitador magnético
6. Vaso de precipitados con mosca magnética. Contiene el sobrenadante de la centrifugación

Figura 41. Montaje para la valoración.

Fuente:

<https://aprendeacatarvino.wordpress.com/2008/12/08/determinacion-de-la-acidez-de-un-vino/>

7.3 RESULTADOS

Los resultados obtenidos durante el periodo de tiempo que se estuvo en la depuradora se han clasificado y se han representado mediante gráficos. Los datos obtenidos tanto en la planta piloto como los proporcionados por la EDAR, se encuentran en el Anexo I.

7.3.1 Caudal de Fango

Los datos del caudal de fango quedan recogidos en la figura 42. El gráfico establece su media en 103 l/d y se anota como caudal punta 151 l/d

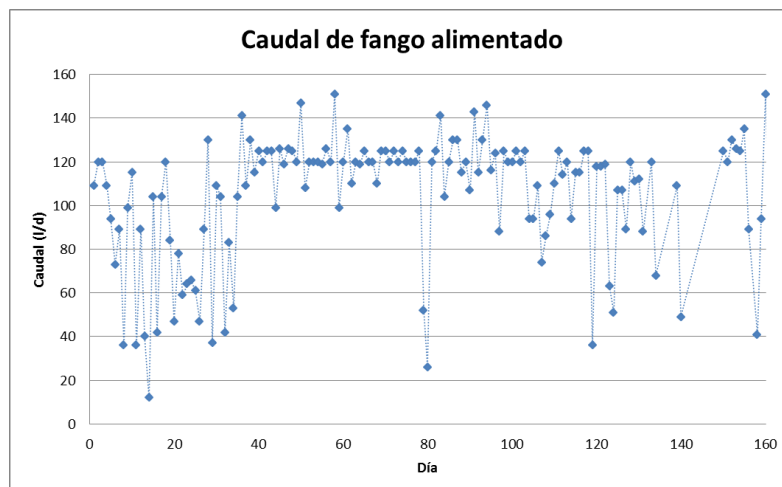


Figura 42. Representación del caudal de fangos alimentado



Se observa una gran dispersión en las medidas, debido a que los datos no han sido tomados a la misma hora y los caudales son acumulativos. Hay que tener en cuenta que hay fines de semana y festivos a lo largo de este periodo.

En la figura 43, se presenta una tabla resumen de las medias de cada mes.

Mes	Media (l/d)
Mayo	86.5
Junio	120
Julio	120
Agosto	118
Septiembre	51
Octubre	91.5

Figura 43. Resumen de medias del caudal alimentado

7.3.2 DQO

En la tabla 9 se resumen las medias y las reducciones de la DQO:

Media	DQO (mg/L)	Reducción (%)
Fango entrada	37200	52.94
Fango salida	17500	
Sobrenadante entrada	1928	20.93
Sobrenadante salida	1505	

Figura 44. Tabla-resumen de las medias de DQO y de la reducción

En toda digestión anaerobia la DQO, se espera que disminuya respecto al principio de la operación debido a que la cantidad de materia orgánica ha sido disminuida gracias a la acción de los microorganismos.

o DQO TOTAL

Se observa en la figura 46 que la reducción de DQO es significativa, por lo que la función del reactor se cumple. Hay una gran diferencia entre la DQO de la entrada y la de la salida. Como puede observarse en el gráfico de color verde, el tanto por cien de reducción de la DQO es superior al 50%

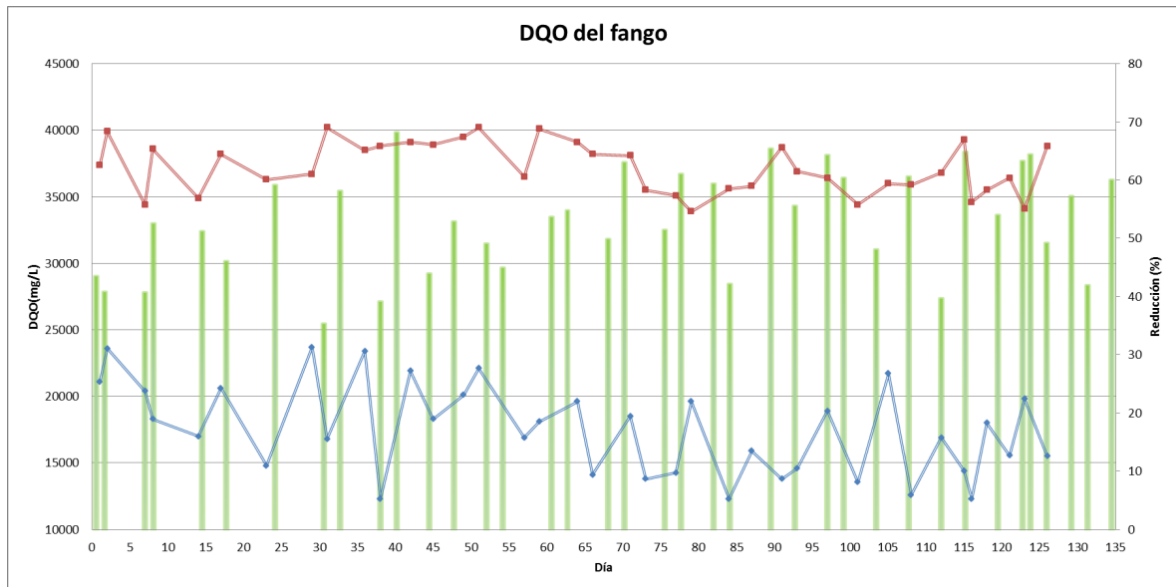


Figura 45. Representación de los valores de DQO total

DQO de entrada (●); DQO de salida (●); Tanto por cien de reducción (●)

○ DQO del sobrenadante

La DQO del sobrenadante representa aproximadamente el 10% de la DQO total.

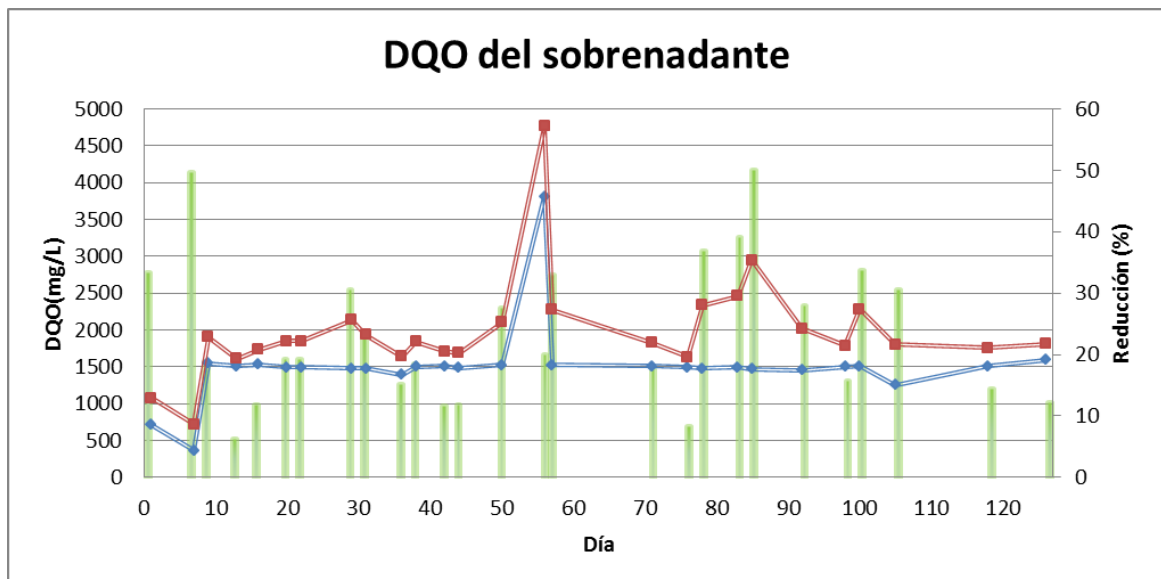


Figura 46. Representación de los valores de DQO del sobrenadante

DQO de entrada (●); DQO de salida (●); Tanto por cien de reducción (●)

No hay una diferencia importante entre la entrada y la salida, el tanto por cien de reducción roza el 20%. Esto significa, que en el fango es donde reside la mayoría de materia orgánica, y por tanto, es indicador de que el reactor funciona correctamente ya que la DQO no aumenta en la salida.

Se observa en la figura 46 que la DQO es relativamente alta, es por ello que el agua que se separará del fango en los procesos posteriores a la digestión, será dirigida de nuevo a la entrada de la depuradora.

7.3.3 pH

El control del pH es muy importante porque afecta a los microorganismos. El pH óptimo para el crecimiento de estos, se establece entre 6.6 y 7.4, aunque el proceso puede ser estable en un intervalo de 6.0 a 8.0.

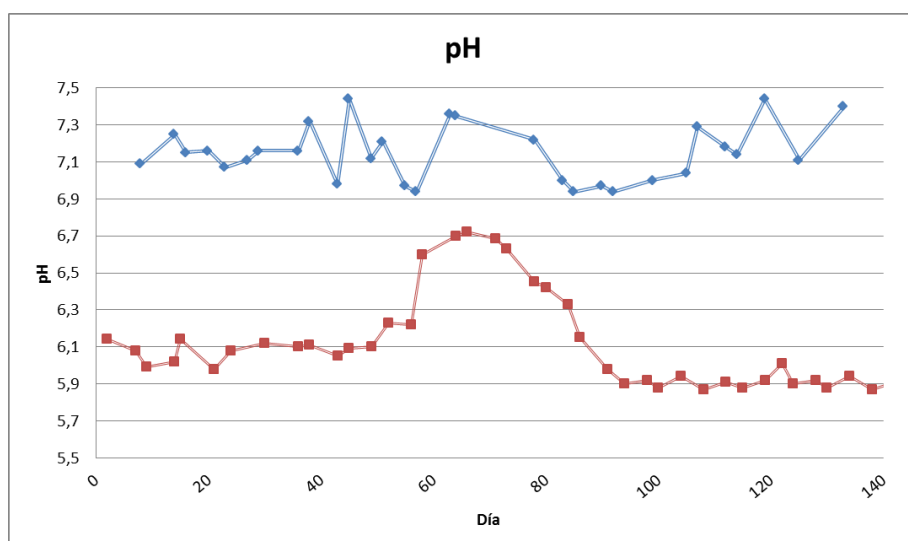


Figura 47. Representación de los valores de pH del reactor.

pH de entrada (●); pH de salida (◆)

Los datos recogidos a la entrada de la instalación corresponden al pH del fango que proviene del depósito de alimentación con una media de pH 6.11. La media del pH de salida es 7.15.

7.3.4 Temperatura

La temperatura es el factor que selecciona las especies microbianas que intervienen en el proceso de digestión. La temperatura del digestor oscila entre 27 °C y 43 °C, por tanto el régimen establecido es el mesófilo. La temperatura media es de 33 °C.

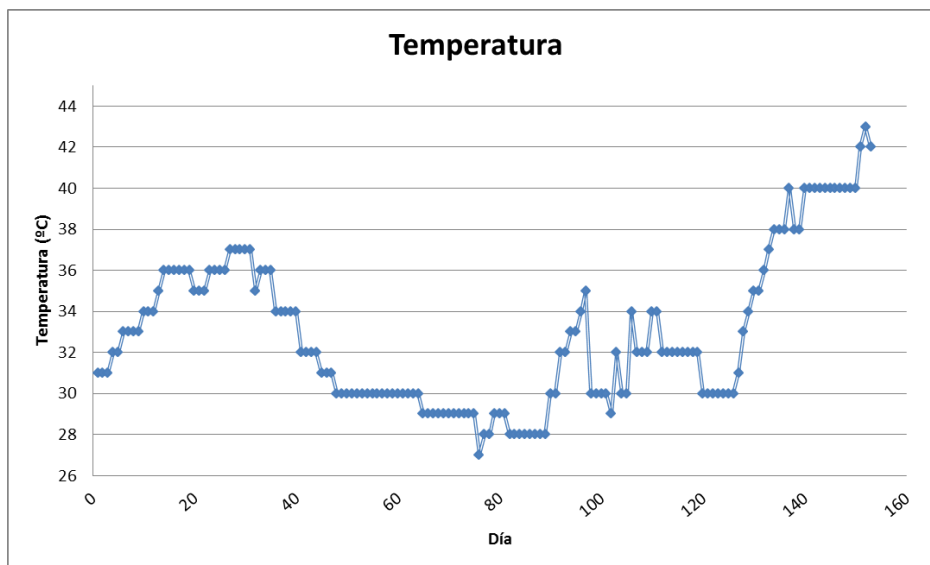


Figura 48. Representación de los valores de temperatura del reactor.

El metano se produce cuando la temperatura se encuentra entre 0 °C y 97 °C. Se observa en la figura 48, que la temperatura toma valores comprendidos en un rango de 27°C a 43°C, por tanto se puede afirmar que la temperatura del reactor favorecerá la obtención del metano. Ahora bien, los microorganismos son sensibles al cambio de temperatura, es por ello que hay que mantener la temperatura constante para evitar desequilibrar la población microbiana y, por lo tanto, un mal funcionamiento del bioreactor.

7.3.5 Sólidos totales

Uno de los objetivos principales del digester anaerobio es disminuir los sólidos durante el proceso. Los sólidos totales que se encuentran en los lodos activos se mantienen entre 0.5 – 2.0 %, obteniendo en los ensayos una media de sólidos totales en la entrada de 2.23% y en la salida de 1.95% [26]

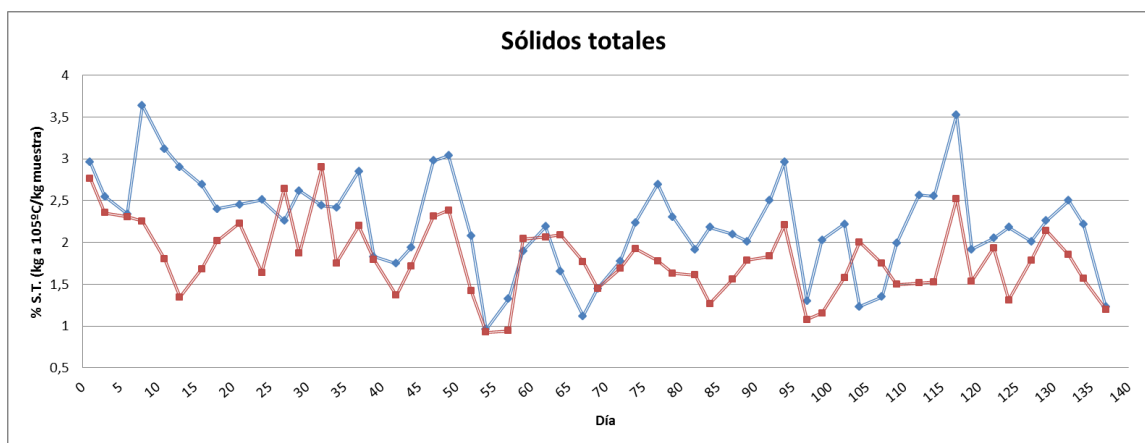


Figura 49. Representación de los valores de sólidos totales.

Sólidos totales a la entrada (●); Sólidos totales a la salida (●)

Hay una disminución leve entre los sólidos totales en la entrada y los sólidos totales en la salida, lo cual es indicador de que gran parte de los sólidos que contiene el lodo es materia inorgánica.

El próximo objetivo es disminuir la actividad microbiana.

7.3.6 Sólidos volátiles

Los sólidos volátiles cuantifican las bacterias que hay en el reactor [27]. Éstos deben permanecer en un entorno de 70-80% [26], siendo la media de entrada 73% y de salida 53.75%

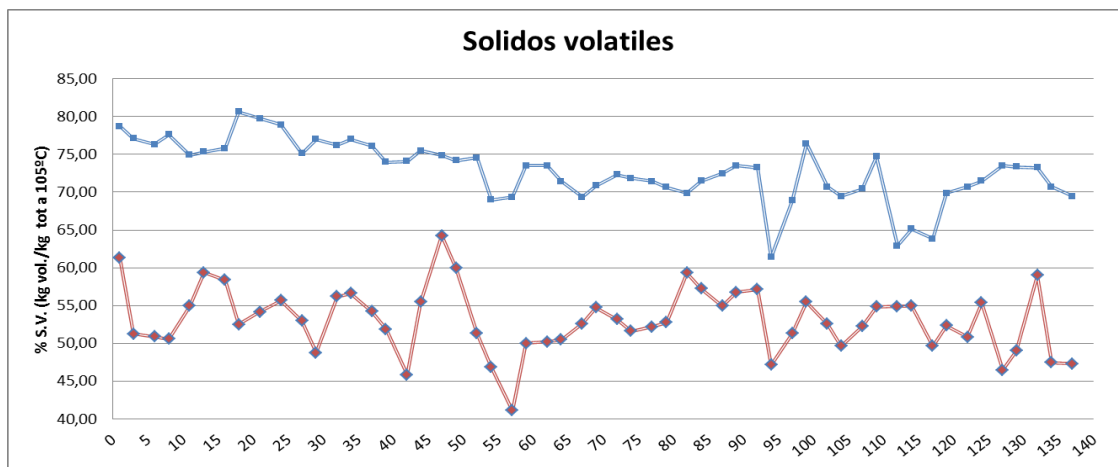


Figura 50. Representación de los valores de sólidos volátiles.

Sólidos volátiles a la entrada (◻); Sólidos volátiles a la salida (◊)

La diferencia de sólidos volátiles entre la entrada y la salida indica que realmente esta etapa cumple su función, ya que los sólidos volátiles se han reducido a la salida. Por tanto, la actividad microbiana ha sido reducida.

7.3.7 Amonio

El nitrógeno en forma de amonio es un nutriente necesario para el crecimiento de las bacterias, pero en cantidades elevadas comportará un lento crecimiento bacteriano. [28]

La media de amonio en el fango es de 119.08 mg/l y en el sobrenadante, de 75.2 mg/l

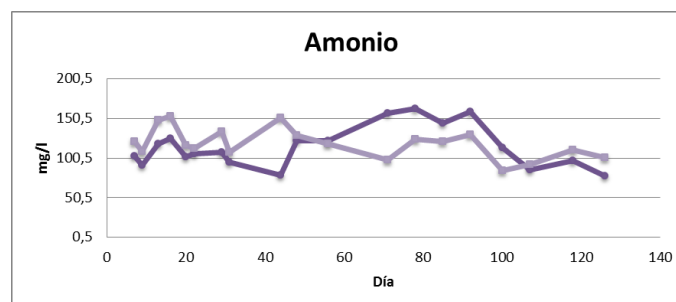


Figura 51. Representación de los valores de amonio.

Amonio total (◻); Amonio en el sobrenadante (◊)

En la figura 51 se observa que los valores de amonio total y los valores del sobrenadante son muy similares. Esta escasa diferencia de valores puede deberse a que parte del amonio es asimilado por las bacterias como nutriente. [29]

7.3.8 Alcalinidad

La alcalinidad de los fangos proporciona una medida del contenido neutralizante de ácidos en el sistema. Los valores de alcalinidad que indican un buen funcionamiento del reactor anaerobio, están comprendidos entre 2.000 y 4.000 mg de carbonato cálcico por litro. [30]

La figura 52 representa la alcalinidad del reactor piloto utilizado cuya media es de 2.125 mg de carbonato cálcico por litro.

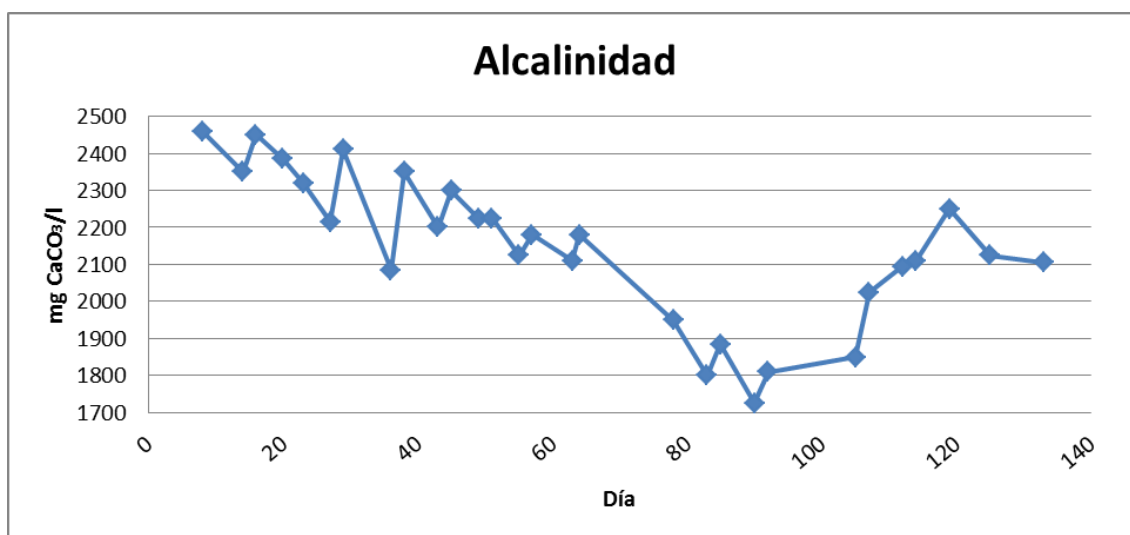


Figura 52. Representación de los valores de alcalinidad.

7.3.9 Ácidos volátiles

Según estudios sobre la estabilidad de los ácidos volátiles en el proceso, el valor óptimo está alrededor de 200 mg/L.

En la figura 53 se representan los datos de ácidos volátiles obtenidos en la parte experimental del estudio. Obteniendo una media de 94 mg/L.

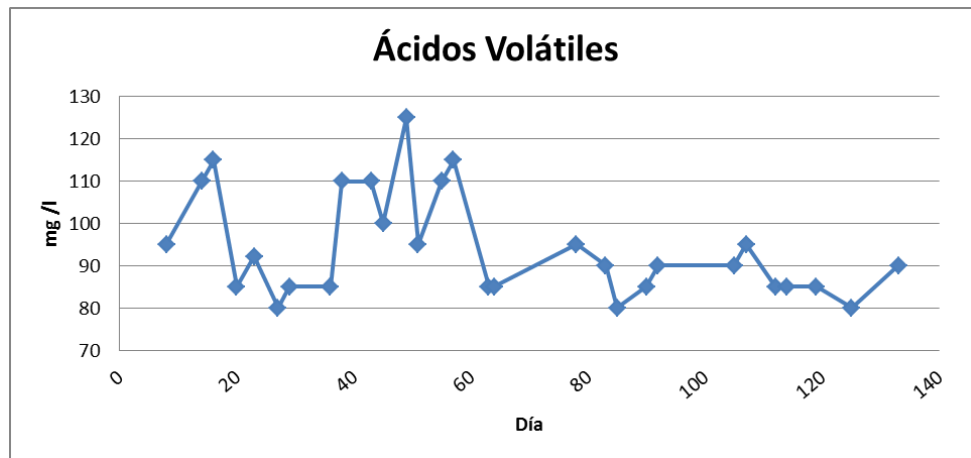


Figura 53. Representación de los valores de ácidos volátiles.

7.3.10 Caudal de biogás

Estos valores están recogidos de un caudalímetro de gas instalado a la salida del digester. A pesar de que los valores de la figura 54 no son estables, se ha obtenido una media de 366 l/d de biogás y un caudal máximo de 1.546 l/d . Algunos de estos datos corresponden a caudales acumulados durante el fin de semana y fiestas. Esta diferencia de caudal acumulativo puede repercutir en la fiabilidad de los datos tomados.

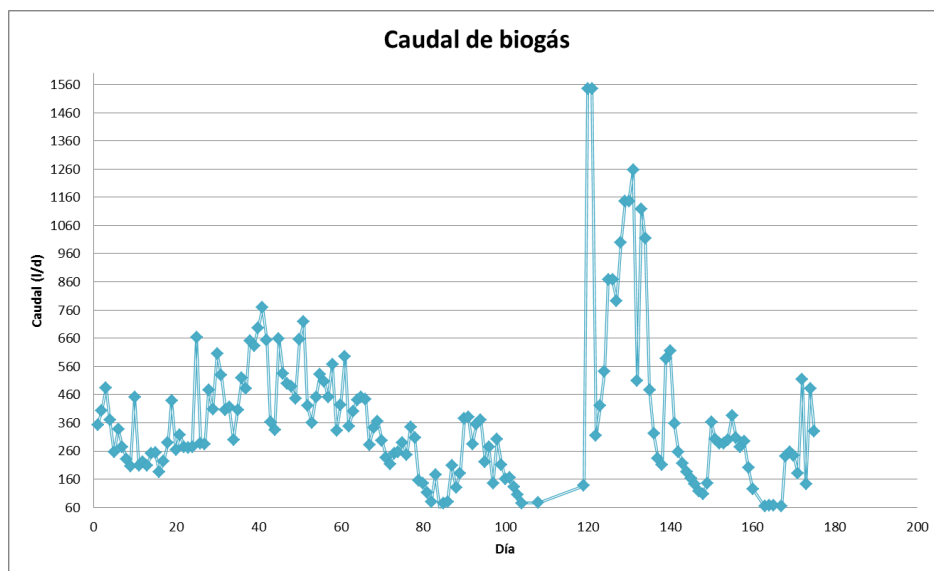


Figura 54. Representación de los valores de caudal de gas.

Una vez analizados todos los parámetros anteriores, se puede deducir que el reactor piloto funciona correctamente. Aunque hay algunos gráficos, como por ejemplo el del caudal de biogás, que no permiten interpretar con certeza la estabilidad del sistema.

A pesar de ello, se puede avanzar en el proyecto y diseñar el reactor utilizando las medias de los parámetros para realizar los cálculos.

8 DISEÑO

El reactor anaerobio debe cumplir unas condiciones estructurales para su correcto funcionamiento. Aunque los cálculos realizados y los datos obtenidos son una estimación a la hora de diseñar el reactor, se requerirá de la intervención de un experto en el sector de la construcción. Según la fuente tomada como referencia [32] el reactor anaerobio debe ser:

- Tanque cerrado
- Volumen del reactor de 100 a 10.000 m^3
- Volumen útil del reactor de 50 a 70%
- Cilíndrico
- Solera troncocónica
- Cubierta troncocónica fija
- Altura 3 a 13 m
- Diámetro de 6 a 26 m
- Construido de hormigón
- Tiempo de retención (34-38 °C) sobre unos 20 días

En la figura 55 se muestra el reactor diseñado a partir de los datos obtenidos en la parte experimental. Se han utilizado tanto datos proporcionados por la depuradora, como otros datos teóricos.

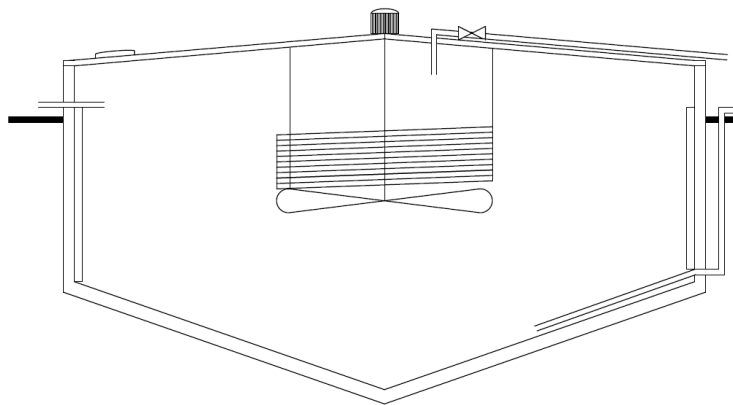


Figura 55. Esquema del digestor.

En el ANEXO III se proporcionan los planos detallados a escala del reactor anaerobio.

8.1 DIMENSIONES DEL REACTOR

A partir del caudal y del volumen del reactor piloto se obtiene el tiempo de retención ($Tr = \frac{V}{Q}$). Con este resultado y con el caudal de fangos real de la depuradora se conoce el volumen de fango que habrá en el reactor.

$$V_{fango} = 4105.2 m^3$$

Por condiciones de diseño, el reactor ocupará a una capacidad del 50 al 70% de su volumen total. Esto se debe a la producción de espumas y del biogás. Por tanto, el volumen real del reactor, teniendo en cuenta que estaría lleno hasta el 70% de su capacidad total, será:

$$V_{reactor} = 5866 \text{ m}^3$$

La tasa de carga orgánica (L_v) permite conocer la cantidad de materia orgánica diaria por unidad de volumen:

$$L_v = 1359.23 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

A partir de los datos presentados, se realizó un estudio para dimensionar el tanque y se tomó como base la variación del diámetro (ANEXOII). Solo se obtuvo un modelo que se ajustaba a los parámetros presentados en el apartado 8. El diseño se ajustaría a las siguientes dimensiones:

	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro	D	23	m
Altura lateral	hL	8	m
Altura central	he	12	m

Figura 56. Tabla resumen de las dimensiones del reactor.

Valorando la estructura del bioreactor se optó a semienterrar al reactor, se dejan 3m en la superficie y el resto se entierra bajo tierra.

Finalmente, para que el reactor esté cerrado se instalará una cúpula troncocónica de vidrio fusionado en acero. Será una cubierta fija, en la cual habrá instalado un acceso para que los operarios puedan acceder al interior.

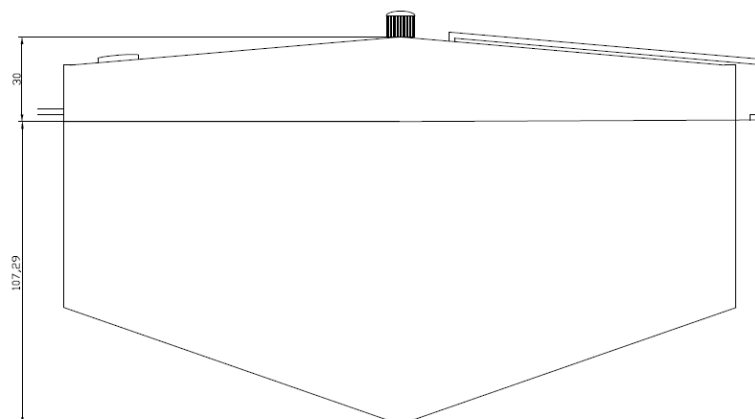


Figura 57. Esquema del reactor semienterrado

8.2 EQUIPACIÓN DEL REACTOR

El reactor estaría equipado con un agitador para mantener la suspensión de los microorganismos, pero sin romper los flóculos formados. Obtenido mediante fuentes, tanto escritas como de personal de depuradoras, el agitador trabajaría a unas 100 rpm. Además, se instalarían en las paredes de éste placas deflectoras para mejorar la agitación.

El agitador diseñado, agitador de hélice de tres hojas, estaría situado a 7.59m del fondo del tanque y su diámetro medirá 7.59m. Para hacerlo funcionar, se debería instalar un motor en la cúpula del reactor. El motor requeriría de una potencia de $5W/m^3$ y teniendo en cuenta que el reactor tendría un volumen de fango de $4105.2 m^3$. La potencia total que debe proporcionar el motor es de 21kW.



Figura 58. Agitador de hélice de tres hojas

Fuente: http://www.directindustry.es/prod/lightnin/product-24564-1281331.html#product-item_59975

Se instalarían 6 placas deflectoras de 0.3m de ancho cada una y de 6 m de altura.

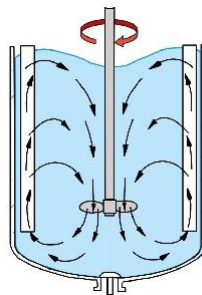


Figura 59. Placas deflectoras.

Fuente: http://www.gunt.de/index.php?option=com_gunt&task=gunt.list.category&product_id=41&lang=es

Los datos experimentales de la planta piloto indican que el reactor proporciona un caudal de biogás constante a una temperatura alrededor de 35°C. Debido a que a lo largo de las estaciones del año la temperatura del digestor variaría, se precisaría de un intercambiador de calor para mantener el reactor a 35°C.



Se opta por el diseño de tipo serpentín de espiral simple de acero inoxidable, y atendiendo a los datos de temperatura del agua caliente proveniente del motor de cogeneración de la depuradora (70°C) se diseña el intercambiador.

Se establece un diámetro de 8m con la intención de que la transmisión de calor sea mayor con la aportación del agitador.

Como la temperatura mínima registrada en los ensayos es 26°C y teniendo en cuenta que la parte experimental no coincidió con ninguno de los meses de invierno, se tomó 25°C como temperatura mínima desde la que se necesita calentar el bioreactor. El procedimiento para el cálculo para el intercambiador de calor y para su estudio, se encuentra de manera más detallada en el ANEXO II.

Los resultados obtenidos son:

	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de un tubo	L _{tubo}	25.13	m
Longitud total del tubo	L	213.01	m
Numero de tubos	N	8.48 ≈ 9	

Figura 60. Tabla resumen de las dimensiones del intercambiador de calor.

La válvula instalada en la salida del biogás, trabajaría para mantener la presión en un intervalo de 7 a 20 mbar. Este intervalo acota la presión óptima del uso del biogás. [33]

8.3 CANALIZACIÓN DEL REACTOR

El reactor consta de una entrada de lodo y dos salidas, una de lodo y otra de biogás. La entrada al reactor procedente del espesador se encuentra a ras de suelo, siendo una entrada por gravedad.

La salida de gas se encuentra en la parte más alta del hormigón, donde una válvula dejará paso al gas si la presión es la requerida.

Por último, la salida de lodos se encuentra en la parte baja de la altura lateral. Para la extracción del lodo se precisará de una bomba, y teniendo en cuenta que el caudal de salida es de 151 l/d, se concreta que la bomba funcionará durante una hora al día. Para ello se instalará una bomba de 0,17 CV que venza la altura de la salida.

Tubería	Material	Diámetro (mm)
Entrada	Acero inoxidable 316	40
Salida de lodos	Acero inoxidable 316	40
Salida de gases	Acero inoxidable 316	98

Figura 61. Tabla resumen de las características de las tuberías seleccionadas.



9 PRESUPUESTO

9.1 COSTES DEL REACTOR ANAEROBIO

Tomando las dimensiones y datos obtenidos, se ha realizado una aproximación del coste de todas las partes que componen el reactor anaerobio diseñado. En la siguiente tabla resumen se especifica el desglose del material necesario, la unidad en que se distribuye, el precio unitario del producto y el precio ajustado a la necesidad del diseño propuesto.

Ítem	Unidad en	Precio unitario (€)	Precio (€)
Paneles modulares de encofrado	m ²	200,00	203588,81
Estructura de estabilización	Ud	257,95	257,95
Acero en barras UNE-EN 10080 B 500 S	kg	0,62	62,00
Hormigón	m ³	121,06	40395,18
HAF-40/P-1,8-3,0/F/12-48/IV fibras de refuerzo 3 Clase de exposición según: Art. 8.2 EHE-08	kg/m ³		
Cúpula de vidrio fusionado en acero	Ud	1300,00	1300,00
Agitador	Ud	1750,00	1750,00
Motor para el agitador	Ud	10800,00	10800,00
Placas deflectoras	m ²	97,30	1401,12
Intercambiador de calor serpentín	m	1,97	31,86
Tuberías Acero inoxidable 316 Entrada	m	1,60	8,00
Tuberías Acero inoxidable 316 Salida de lodos	m	1,60	12,80
Tuberías Acero inoxidable 316 Salida de gases	m	6,33	31,65
Bomba de salida	Ud	332,75	332,75
Válvula de gases	Ud	307,28	307,28
COSTE DEL MATERIAL			260279,40

Figura 62. Costes del reactor anaerobio.



9.2 COSTES DE CAPITAL DIRECTO

En esta parte del presupuesto se analizan los productos, los servicios y las actividades pertinentes para la realización de la obra.

	€
Reactor anaerobio	260279,40
Mano de obra	
Equipo encofrador (Oficial + ayudante)	5600,00
Equipo ferrallista (Oficial + ayudante)	5600,00
Equipo de estructuras (Oficial + ayudante)	5600,00
Maquinista	2800,00
Conductor	2800,00
Excavación	
Camión basculante	1700,00
Excavadora	2000,00
Transporte de tierras al vertedero	1200,00
Puesta en marcha y pruebas de aceptación	8675,98
Subtotal de costes directos	296255,38

Figura 63. Costes de capital directo.

9.3 COSTES DE CAPITAL INDIRECTO

En este apartado se presentan los costes de mano de obra indirecta, de servicios y de seguros lo cual incluye supervisión y gestión burocrática del trabajo.

	€
Costes de Ingeniería del proyecto	
Ingeniería Preliminar	13013,97
Ensayos piloto	13013,97
Diseño de detalle	43379,90
Gestión y supervisión de la construcción	21689,95
Subtotal servicios de ingeniería	91097,79
Desarrollo del Proyecto	
Administración, contratación y gestión	17351,96
Permisos ambientales	43379,90
Servicios Legales	13013,97
Subtotal Desarrollo del proyecto	73745,83
Subtotal de costes indirectos	164843,62

Figura 64. Costes de capital indirecto.



9.4 COSTES FINANCIEROS DEL PROYECTO

En este apartado se estima el coste medio que la empresa deberá soportar a causa del endeudamiento del proyecto planteado.

	€
Intereses durante la construcción	21689,95
Fondo de Reserva para el servicio de la deuda	39041,91
Otros costes financieros	34703,92
Subtotal-financiación del proyecto	78083,82
Contingencias	69407,84
Subtotal costes financieros	242927,44

Figura 65. Costes financieros del proyecto.

9.5 RESUMEN DEL PRESUPUESTO

Teniendo en cuenta que el presupuesto está realizado para que el tiempo de amortización sea de 10 años, la cantidad amortizada por año sería de 93.401,62 €. El total de costes del proyecto queda recogido en la figura 66.

	€
Costes directos	296255,38
Costes indirectos	164843,62
Costes financieros	242927,44
Costes totales	704026,44

Figura 66. Tabla resumen del presupuesto



10 CONCLUSIONES

A partir de los datos recogidos en la parte experimental, se ha interpretado y comparado con datos bibliográficos. El objetivo era tener una guía del correcto funcionamiento de la planta piloto y así saber que el diseño que se ha propuesto tenga un correcto planteamiento.

El reactor sería estable con una producción media de metano de $0.3 \text{ m}^3/d$, manteniendo un caudal de fango alimentado de $150 \text{ m}^3/d$.

La temperatura del digestor se mantendría a 35°C mediante el intercambiador de calor y el pH sería controlado para que se mantuviese a 7.

De este modo, la reducción de la DQO sería de un 50% con lo cual se disminuyen los sólidos y los sólidos volátiles contenidos en el lodo serían de un 50% con lo que la actividad microbiana es reducida.

El diseño del reactor se ha llevado a cabo con unas condiciones establecidas previamente en la bibliografía. Los parámetros diseñados se mantienen entorno a las condiciones acotadas obteniendo así una estructura concordante a las descripciones bibliográficas.

El reactor diseñado es cilíndrico con base y cúpula troncocónicas. Su volumen total es de 5.866 m^3 y su volumen útil de $4.105,2 \text{ m}^3$. El tiempo de retención del reactor sería de 27 días, teniendo en cuenta el caudal y el volumen del reactor

El diámetro es de 23m y tiene una altura lateral de 8m y central de 12m .

Finalmente, el precio del proyecto ha sido desarrollada ascendiendo a un coste total de $704.026,44 \text{ €}$



TABLAS DE CONTENIDO

Figura 1. Diagrama de bloques de proceso.	7
Figura 2. Clasificación de la línea de agua	7
Figura 3. Esquema de rejas de desbaste mecánicas.	8
Figura 4. Esquema de tamices mecanizados.	9
Figura 5. Desarenador/desengrasador.	10
Figura 6. Puente desarenado desengrasado longitudinal.	10
Figura 7. Tanque de homogeneización.	11
Figura 8. Clasificación de coagulantes según su naturaleza.	12
Figura 9. Decantador.	12
Figura 10. Diagrama del tratamiento secundario.	13
Figura 11. Reactivos y productos del reactor biológico.	14
Figura 12. Fases de la línea de fangos	16
Figura 13. Espesador de fangos.	17
Figura 14. Tipos de sedimentación en función de la concentración de sólidos en suspensión que contenga el fango.	17
Figura 15. Tipos de estabilización biológica en función de los habitantes equivalentes.	18
Figura 16. Tipos de procesos de deshidratación.	18
Figura 17. Porcentajes de uso de lodos.	19
Figura 18. Diagrama de la línea de gas.	20
Figura 19. Composición del biogás obtenido en un proceso de digestión anaerobia.	20
Figura 20. Gasómetro real.	21
Figura 21. Partes de un gasómetro.	21
Figura 22. Partes del gasómetro de la ilustración 13.	21
Figura 23. Proceso de depuración de aguas residuales.	22
Figura 24. Grupos de microorganismos que intervienen en la digestión anaerobia.	22
Figura 25. Diagrama de un reactor anaerobio.	23
Figura 26. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microorganismos.	24
Figura 27. Parámetros ambientales para un reactor anaerobio.	25
Figura 28. Parámetros operacionales para un reactor anaerobio.	25
Figura 29. Planta piloto.	26
Figura 30. Diagrama de la planta piloto.	26
Figura 31. Interior de la planta piloto.	27
Figura 32. Pantalla del SCADA instalado en la planta piloto.	27
Figura 33. pH-metro.	28
Figura 34. Kit utilizado.	29
Figura 35. Kit utilizado.	29
Figura 36. Termostato doble.	29
Figura 37. Espectrofotómetro.	29
Figura 38. Kit utilizado.	30
Figura 39. Centrifugadora de laboratorio.	30
Figura 40. Baño de arena.	30
Figura 41. Montaje para la valoración.	31
Figura 42. Representación del caudal de fangos alimentado	31



Figura 43. Resumen de medias del caudal alimentado.....	32
Figura 44. Tabla-resumen de las medias de DQO y de la reducción	32
Figura 45. Representación de los valores de DQO total	33
Figura 46. Representación de los valores de DQO del sobrenadante	33
Figura 47. Representación de los valores de pH del reactor.	34
Figura 48. Representación de los valores de temperatura del reactor.....	35
Figura 49. Representación de los valores de sólidos totales.....	35
Figura 50. Representación de los valores de sólidos volátiles.....	36
Figura 51. Representación de los valores de amonio.....	36
Figura 52. Representación de los valores de alcalinidad.....	37
Figura 53. Representación de los valores de ácidos volátiles.....	38
Figura 54. Representación de los valores de caudal de gas.	38
Figura 55. Esquema del digestor.....	39
Figura 56. Tabla resumen de las dimensiones del reactor.	40
Figura 57. Esquema del reactor semienterrado.....	40
Figura 58. Agitador de hélice de tres hojas	41
Figura 59. Placas deflectoras.	41
Figura 60. Tabla resumen de las dimensiones del intercambiador de calor.....	42
Figura 61. Tabla resumen de las características de las tuberías seleccionadas.	42
Figura 62. Costes del reactor anaerobio.	43
Figura 63. Costes de capital directo.	44
Figura 64. Costes de capital indirecto.....	44
Figura 65. Costes financieros del proyecto.	45
Figura 66. Tabla resumen del presupuesto	45



REFERENCIAS

[1] EPSAR (Entitat de Sanejament d'Aigües)

<http://www.epsar.gva.es/sanejament/legislacion/Detalle-legislacion.aspx>

Visitada el 17/06/2017

[2] IWA THE INTERNATIONAL WATER ASSOCIATION

Subtitle Biological Wastewater Treatment Series (Volume 4)

Autor: Carlos Augustos de Lemos Chernicharo

(Página 51-82)

[3] RED AMBIENTAL DE ASTURIAS

<https://www.asturias.es/portal/site/medioambiente/menuitem.1340904a2df84e62fe47421ca6108a0c/?vgnnextoid=458cob3a7aa49210VgnVCM10000097030a0aRCRD>

Visitada el 17/06/2017

[4] AGUAS DEL MARE NOSTRUM

<http://www.tratamientosdelaguaydepuracion.es/pretratamientos-aguas-residuales.html>

Visitada el 17/06/2017

[5] CONSORCIO DE AGUAS. Gobierno del principado de Asturias

<http://www.consorcioaa.com/cmscaa/opencms/CAA/saneamiento/sistema-generico-de-saneamiento/depuracion-edar/desarenado-desengrasado.htm#inicio>

Visitada el 17/06/2017

[6] *TRATAMIENTO FÍSICO-QUÍMICO DE AGUAS RESIDUALES: COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN;*

Escrito por M. I. Aguilar (Página 35)

<https://books.google.es/books?id=8vIQBXPvhAUC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false>

Visitada el 17/06/2017



[7] TRATAMINETO DE AGUAS RESIDUALES

R.S Ramalho

Editorial Reverté, S.A. (Capítulo 5)

[8] XXVIII CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL

<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/mexico26/ii-098.pdf>

Visitada el 17/06/2017

[9] MANUAL DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS

Monográficos agua en Centroamérica

Edición Ideasmares (Página 35-37)

[10] CYCLUS ID DEPURACIÓN INDUSTRIAL

<http://www.cyclucid.com/tecnologias-aguas-residuales/tratamiento-aguas/tratamiento-terciario/>

Visitada el 17/06/2017

[11] MANCOMUNIDAD MUNICIPAL PARA EL SANEAMIENTO INTEGRAL DE LEÓN Y SU ALFOZ (SALEAL)

http://www.saleal.es/EDAR/Datos_Tecnicos/Linea_de_Fangos/

Visitada el 17/06/2017

[12] INDITEX. FICHAS TÉCNICAS DE ETAPAS DE PROCESO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA TEXTIL.

Tecnologías de espesamiento (FT-FNG-001) . Serie: tratamiento de fangos

(Página 3 – 8)

[13] MANUAL DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS

Monográficos agua en Centroamérica

Edición Ideasmares (Página 42 – 43)



[14] FICHA TECNICA CEDEX MATERIALES

http://www.cedexmateriales.es/upload/docs/es_LODOSDEDEPURADORADIC2013.pdf

Visitada el 17/06/2017

[15] REAL DECRETO 1310/1990, DE 29 DE OCTUBRE, POR EL QUE SE REGULA LA UTILIZACIÓN DE LOS LODOS DE DEPURACIÓN EN EL SECTOR AGRARIO.

<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-1990-26490>

Visitada el 17/06/2017

[16] ORDEN AAA/1072/2013, DE 7 DE JUNIO, SOBRE UTILIZACIÓN DE LODOS DE DEPURACIÓN EN EL SECTOR AGRARIO.

<https://www.boe.es/boe/dias/2013/06/14/pdfs/BOE-A-2013-6414.pdf>

Visitada el 17/06/2017

[17] LEY 16/2002, DE 1 DE JULIO, DE PREVENCIÓN Y CONTROL INTEGRADOS DE LA CONTAMINACIÓN.

<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2002-12995>

Visitada el 17/06/2017

[18] Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero.

https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2002-1697

Visitada el 17/06/2017

[19] ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LAS PROPIEDADES DE COMBUSTIÓN DE LA MEZCLA BIOGÁS-AIRE NORMAL Y BIOGÁS-AIRE ENRIQUECIDO CON OXÍGENO.

Ingeniería e investigación vol. 31 no. 1 april 2011 (233-241)

<http://www.scielo.org.co/pdf/iei/v31n1/v31n1a24.pdf>

Visitada el 17/06/2017



[20] REAL DECRETO 661/2007, DE 25 DE MAYO, POR EL QUE SE REGULA LA ACTIVIDAD DE PRODUCCIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA EN RÉGIMEN ESPECIAL.

<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2007-10556>

Visitada el 17/06/2017

[21] BIOMASA. DIGESTORES ANAEROBIOS.

DIRECCIÓN TÉCNICA: IDAE (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía)

ELABORACIÓN TÉCNICA: BESEL, S.A. (Departamento de Energía)

(Página 5-9)

[22] *REVISTA CIENTÍFICA DE LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE COAHUILA.*

2011 Volumen 3, No. 6

[23] BIOMASA. DIGESTORES ANAEROBIOS.

DIRECCIÓN TÉCNICA: IDAE (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía)

ELABORACIÓN TÉCNICA: BESEL, S.A. (Departamento de Energía)

(Página 11-14)

[24] INDITEX. FICHA TÉCNICA INFORMATIVA PARA EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES EN PLANTAS DE LA INDUSTRIA TEXTIL

Digestión anaerobia (ft-bio-008). Series: tratamiento biológico

(Página 5-9)

[25] DIGESTIÓN ANAEROBIA. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

<http://www.biodisol.com/que-es-el-biogas-digestion-anaerobia-caracteristicas-y-usos-del-biogas/digestion-anaerobia-proceso-de-produccion-de-biogas-biocombustibles-energias-renovables/>

Visitada el 17/06/2017



[26] ASPECTOS GENERALES DEL MANEJO DE LODOS

Dr. José Antonio Barrios Pérez

Curso sobre manejo y aprovechamiento de lodos provenientes de plantas de tratamiento

(Página 5)

[27] ESTUDIO COMPARATIVO DE UN SISTEMA CONVENCIONAL CON OTRO DE TIPO SECUENCIAL INTERMITENTE

http://cdigital.dgb.uanl.mx/te/1020113919/1020113919_02.pdf

(Página 13 – 14)

Visitada el 17/06/2017

[28] ESTUDIO DE LOS EFECTOS DEL Ph EXTREMO POR ADICION DE NaOH SOBRE LA PRODUCCION Y CALIDAD DEL BIOGAS Y OTROS PARÁMETROS DE DIGESTION ANAEROBIA URBANA

Pedro Alfonso Bote Tello

<https://iuaca.ua.es/es/master-agua/documentos/-gestadm/trabajos-fin-de-master/tfm-2013-pedro-bote.pdf>

(Página 11)

Visitada el 17/06/2017

[29] ESTUDIO DEL PROCESO DE NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN VÍA NITRITO PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE CORRIENTES DE AGUA RESIDUAL CON ALTA CARGA DE NITRÓGENO AMONIAICAL

Departamento de ingeniería hidráulica y medio ambiente. Tesis doctoral: Javier Alfonso Claros Bedoya

<https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/17653/tesisUPV3951.pdf?sequence=1>

(Página 27 – 29)

Visitada el 17/06/2017



[30] PARAMETROS FÍSICO-QUÍMICOS: ALCALINIDAD

Recinto Universitario de Mayagüez. Universidad de Puerto Rico

<http://www.uprm.edu/biology/profs/massol/manual/p2-alkalinidad.pdf>

(Página 9)

Visitada el 17/06/2017

[31] ESTUDIO DE LOS EFECTOS DEL Ph EXTREMO POR ADICION DE NaOH SOBRE LA PRODUCCION Y CALIDAD DEL BIOGAS Y OTROS PARÁMETROS DE DIGESTION ANAEROBIA URBANA

Pedro Alfonso Bote Tello

<https://iuaca.ua.es/es/master-agua/documentos/-gestadm/trabajos-fin-de-master/tfm-2013-pedro-bote.pdf>

(Página 9)

Visitada el 17/06/2017

[32] BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT SERIES

Volume four. Anaerobic reactors

Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

(Página 70 – 94)

[33] MANUAL DE BIOGÁS

Prof. María Teresa Varnero Moreno

ISBN 978-95-306892-0

(Página 55)

[34] PROCESS HEAT TRANSFER

Donald Q. Kern (Catedrático Instructor en Ingeniería Química)

CECSA

(Página 818 - 825)



ANEXOS

ANEXO I

- Datos experimentales cedidos por la EDAR

MES	DEPÓSITO ALIMENTA			DOOT ENTRADA	DOOS entrada
agosto-16	ph	ST	SV	mg/L	mg/L
31/05/2016					
01/06/2016					
02/06/2016	6,14	2,96	78,7		
03/06/2016					
04/06/2016					
05/06/2016					
06/06/2016					
07/06/2016	6,08	2,55	77,1		
08/06/2016				37400	1075
09/06/2016	5,99	2,34	76,3	39900	
10/06/2016					
11/06/2016					
12/06/2016					
13/06/2016					
14/06/2016	6,02	3,64	77,6	34400	723
15/06/2016	6,14	3,12	74,9	38600	
16/06/2016					1904
17/06/2016					
18/06/2016					
19/06/2016					
20/06/2016					1610
21/06/2016	5,98	2,69	75,8	34900	
22/06/2016					
23/06/2016					1734
24/06/2016	6,08	2,4	80,6	38200	
25/06/2016					
26/06/2016					
27/06/2016					1852
28/06/2016					
29/06/2016					1852
30/06/2016	6,12	2,51	78,9	36300	
01/07/2016					
02/07/2016					
03/07/2016					
04/07/2016					
05/07/2016					
06/07/2016	6,1	2,26	75,1	36700	2135
07/07/2016					
08/07/2016	6,11	2,62	77	40200	1937
09/07/2016					
10/07/2016					
11/07/2016					
12/07/2016					
13/07/2016	6,05	2,44	76,2	38500	1638
14/07/2016					
15/07/2016	6,09	2,42	77	38800	1843
16/07/2016					
17/07/2016					
18/07/2016					
19/07/2016	6,1	2,85	76,1	39100	1709
20/07/2016					
21/07/2016					1689
22/07/2016	6,23	1,83	74	38900	
23/07/2016					
24/07/2016					
25/07/2016					
26/07/2016	6,22	1,75	74,1	39500	
27/07/2016					2103
28/07/2016	6,6	1,94	75,5	40200	
29/07/2016					
30/07/2016					
31/07/2016					
01/08/2016					
02/08/2016					4766
03/08/2016	6,7	2,06	74,2	36500	2279
04/08/2016					
05/08/2016	6,72	2,08	74,5	40100	
06/08/2016					
07/08/2016					
08/08/2016					
09/08/2016					
10/08/2016	6,69	0,96	69,0	39100	
11/08/2016					
12/08/2016	6,63	1,32	69,3	38200	
13/08/2016					
14/08/2016					
15/08/2016					

16/08/2016					
17/08/2016	6,45	1,9	73,5	38100	1828
18/08/2016					
19/08/2016	6,42	2,19	73,5	35500	
20/08/2016					
21/08/2016					
22/08/2016					1634
23/08/2016	6,33	1,12	69,4	35100	
24/08/2016					2339
25/08/2016	6,15	1,78	72,3	33900	
26/08/2016					
27/08/2016					
28/08/2016					
29/08/2016					2458
30/08/2016	5,98	2,7	71,4	35600	
31/08/2016					2949
01/09/2016					
02/09/2016	5,90	1,92	69,9	35800	
03/09/2016					
04/09/2016					
05/09/2016					
06/09/2016	5,92	2,18	71,5	38700	
07/09/2016					2022
08/09/2016	5,88	2,01	73,5	36900	
09/09/2016					
10/09/2016					
11/09/2016					
12/09/2016	5,94	2,50	73,2	36400	
13/09/2016					1785
14/09/2016					
15/09/2016					2281
16/09/2016	5,87	2,22	70,7	34400	
17/09/2016					
18/09/2016					
19/09/2016					
20/09/2016	5,91	1,23	69,5	36000	1801
21/09/2016					
22/09/2016					
23/09/2016	5,88	2,57	62,9	35900	
24/09/2016					
25/09/2016					
26/09/2016					
27/09/2016	5,92	2,55	65,1	36800	
28/09/2016					
29/09/2016					
30/09/2016	6,01	3,53	63,8	39300	
01/10/2016				34600	
02/10/2016	5,90	1,92	69,9		
03/10/2016				35500	1761
04/10/2016					
05/10/2016					
06/10/2016	5,92	2,18	71,5	36400	
07/10/2016					
08/10/2016	5,88	2,01	73,5	34100	
09/10/2016					
10/10/2016					
11/10/2016				38800	1812
12/10/2016	5,94	2,50	73,2		
13/10/2016					
14/10/2016					
15/10/2016					
16/10/2016	5,87	2,22	70,7		
17/10/2016					
18/10/2016					
19/10/2016					
20/10/2016	5,91	1,23	69,5		
21/10/2016					
22/10/2016					
23/10/2016	5,94				



01/09/2016	283356	130	627174	356	30														
02/09/2016	283502	146	627545	371	32			15900											
03/09/2016	283618	116	627767	222	32														
04/09/2016	283742	124	628041	274	33														
05/09/2016	283830	88	628186	145	33														
06/09/2016	283955	125	628488	302	34			13800											
07/09/2016	284075	120	628699	211	35	7,00	1,56	54,96		1456			130		159				
08/09/2016	284195	120	628859	160	30			14600											
09/09/2016	284320	125	629024	165	30														
10/09/2016	284440	120	629157	133	30														
11/09/2016	284565	125	629261	104	30														
12/09/2016	284659	94	629336	75	29			18900											
13/09/2016	284753	94	629354		32	7,04	2,21	47,18		1505	90	1850							
14/09/2016	284862	109	629354		30														
15/09/2016	284936	74	629358		30	7,29	1,15	55,45		1513	95	2025	84,7	114					
16/09/2016	285022	86	629434	76	34			13550											
17/09/2016	285118	96	629442		32														
18/09/2016	285228	110	629470		32														
19/09/2016	285353	125	629477		32														
20/09/2016	285467	114	629480		34	7,18	2,00	49,66	21700	1251	85	2095							
21/09/2016	285587	120	629480		34														
22/09/2016	285681	94	629480		32	7,14	1,50	54,88			85	2110	91,9	85,7					
23/09/2016	285796	115	629481		32			12600											
24/09/2016	285911	115	629481		32														
25/09/2016	286036	125	629481		32														
26/09/2016	286161	125	629491		32														
27/09/2016	286197	36	629628	137	32	7,44	1,53	54,96	16900		85	2250							
28/09/2016	286315	118	631174	1546	32														
29/09/2016	286433	118	632720	1546	32														
30/09/2016	286552	119	633034	314	30				14400										
01/10/2016	286615	63	633454	420	30				12300										
02/10/2016	286666	51	633996	542	30														
03/10/2016	286773	107	634863	867	30	7,11	1,93	50,83	18000	1508	80	2125	111	97,4					
04/10/2016	286880	107	635730	867	30														
05/10/2016	286969	89	636523	793	30														
06/10/2016	287089	120	637522	999	30				15550										
07/10/2016	287200	111	638667	1145	31														
08/10/2016	287312	112	639813	1146	33				19800										
09/10/2016	287400	88	641069	1256	34														
10/10/2016	287405	5	641578	509	35														
11/10/2016	287525	120	642696	1118	35	7,4	2,14	49,02	15500	1592	90	2105	101	77,4					

ANEXO II

- Estudio de las dimensiones del reactor, cálculo de del área interior del reactor y cálculo del volumen de la estructura del reactor.

$$D = 3 \cdot h_L$$

$$V_{digestor} = \pi \cdot R^2 \cdot \left(h_L + \frac{h_e - h_L}{3} \right)$$

Diámetro D m	Altura lateral hL m	Radio r m	Altura central he m	Área			Volumen				
				Cilindro m ²	Cono m ²	Total m ²	Cilindro interior m ³	Cono interior m ³	Cilindro exterior m ³	Cono exterior m ³	Total m ³
19	6	9,5	37	378	4978858	4979236	1796	599	1950	663	219
20	7	10	29	419	3232770	3233188	2094	698	2265	770	242
21	7	10,5	23	462	1817688	1818149	2425	808	2613	887	267
22	7	11	17	507	775180	775686	2788	929	2994	1016	293
23	8	12	12	554	154654	155208	3185	1062	3411	1156	320
24	8	12	7	603	13135	13738	3619	1206	3864	1309	348
25	8	12,5	3	654	415151	415805	4091	1364	4357	1475	377
26	9	13	-2	708	1432714	1433422	4601	1534	4889	1654	408
27	9	13,5	-5	763	3145358	3146121	5153	1718	5463	1847	439
28	9	14	-9	821	5640224	5641045	5747	1916	6080	2055	472

- Relaciones para el cálculo del agitador

$$\frac{D_a}{D_t} = 0.33 \quad \frac{E}{D_t} = 0.33 \quad \frac{f}{J} = 0.02$$

D_a : Diámetro del agitador; D_t : Diámetro del digestor; E : Distancia del fondo del tanque; f : Cantidad de placas deflectoras; J : Ancho de las placas deflectoras



- Cálculo del intercambiador de calor [34]

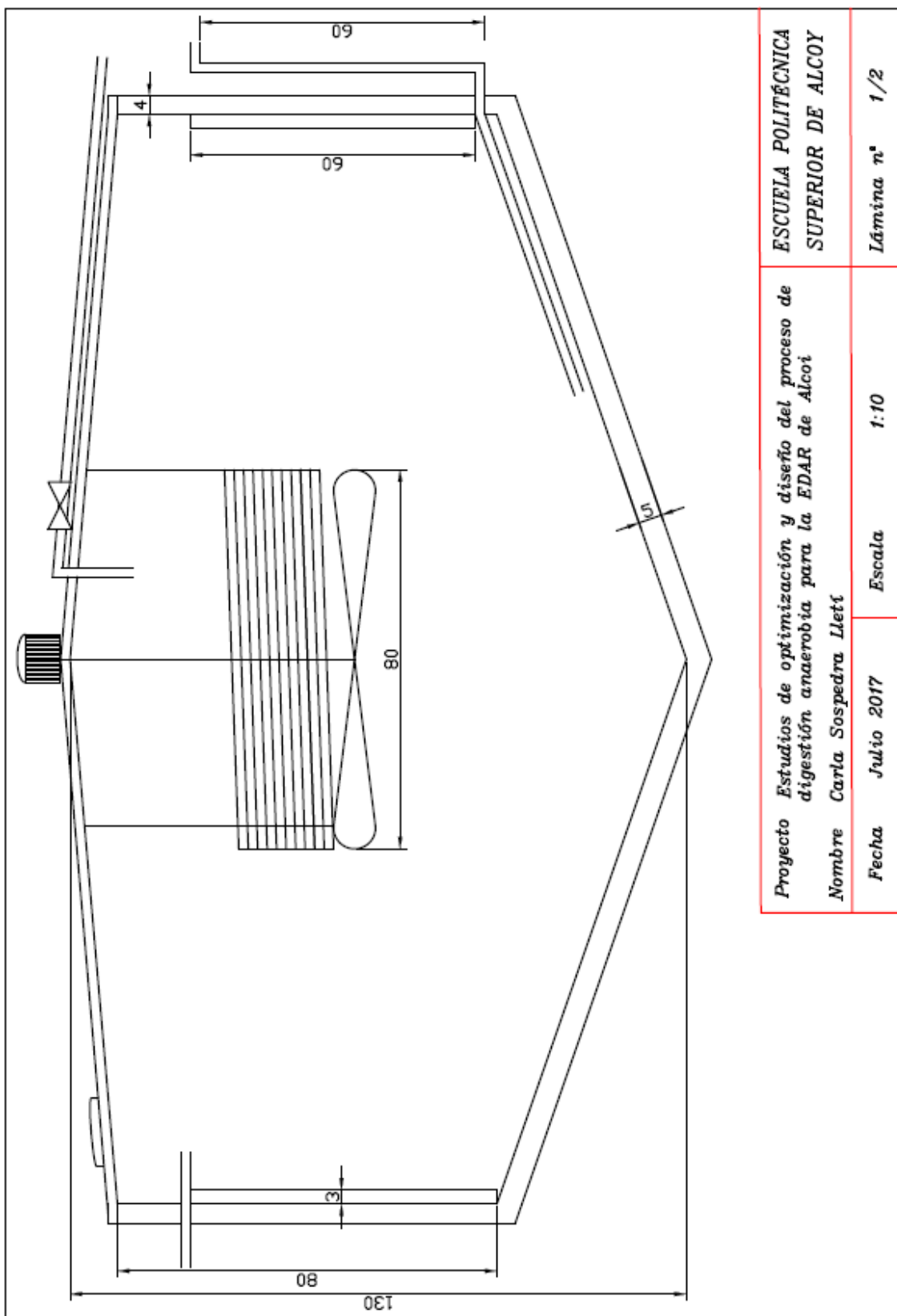
$$\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{U \cdot A \cdot \theta}{M \cdot c}$$

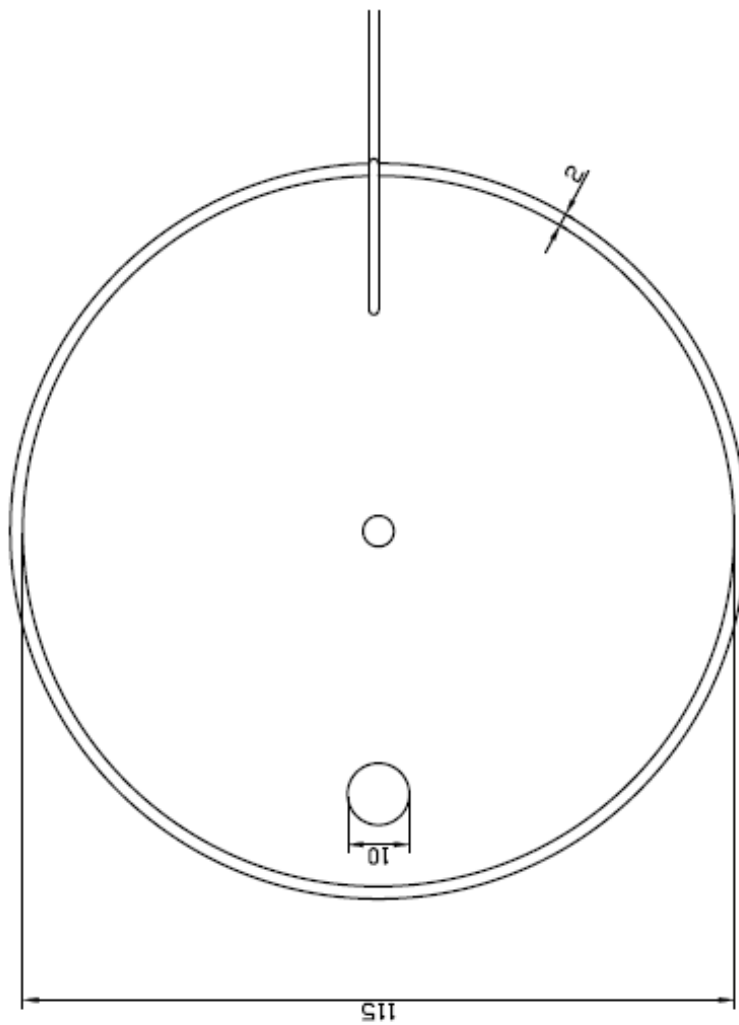
$$L = \frac{A}{\pi \cdot D_n}$$

$$N_t = \frac{L}{L_{tubo}}$$

Temperatura digestor	Temperatura deseada	Temperatura de agua de entrada	Tiempo de contacto	Masa	Calor específico a 70°C	Diametro de la tubería	Coficiente total de transferencia	Area total de la tubería	Longitud total del tubo	Longitud de un tubo	Numero de tubos
t1	t2	T1	θ	M	c	Dn	U	A	L	L _{tubo}	N _t
K	K	K	s	kg	J/Kkg	m	W/m ³ K	m ²	m	m	
25	35	70	86400	4105200	4190	0,05	850	66,92	426,02	25,13	16,95
							900	63,20	402,35		16,01
							950	59,87	381,17		15,17
							1000	56,88	362,12		14,41
							1050	54,17	344,87		13,72
							1100	51,71	329,20		13,10
							1150	49,46	314,88		12,53
							1200	47,40	301,76		12,01
							1250	45,50	289,69		11,53
							1300	43,75	278,55		11,08
							1350	42,13	268,23		10,67
							1400	40,63	258,65		10,29
							1450	39,23	249,73		9,94
							1500	37,92	241,41		9,61
							1550	36,70	233,62		9,30
							1600	35,55	226,32		9,01
							1650	34,47	219,46		8,73
							1700	33,46	213,01		8,48

ANEXO III





ESCUELA POLITÉCNICA
SUPERIOR DE ALCOY

Lámina nº 2/2

Proyecto Estudios de optimización y diseño del proceso de
digestión anaerobia para la EDAR de Alcoi

Nombre Carla Sospedra Llett

Fecha Julio 2017

Escala

1:5