



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIERÍA
INDUSTRIAL VALENCIA

TRABAJO FIN DE MÁSTER EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

**DISEÑO DE UN DIGESTOR ANAEROBIO PARA
CODIGESTIÓN DE FANGOS DE DEPURACIÓN Y RESIDUOS
LÍQUIDOS DE LA INDUSTRIA ALIMENTARIA, CON
CAPACIDAD PARA TRATAR HASTA 120 m³/d.**

AUTOR: Carlos Pelegrín Romera

TUTORA: M^a Amparo Bes Piá

COTUTOR: José Antonio Mendoza Roca

Curso Académico: 2021-22

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, me gustaría dar las gracias a mis tutores, Amparo Bes y José Antonio Mendoza, sin los cuales la realización de este trabajo no habría sido posible. Muchas gracias por brindarme esta oportunidad, vuestra paciencia y consejos.

A Sergio Barredo y Laura Moreno por su ayuda en el laboratorio.

A los profesores que imparten clase en el máster, que aportan toda su dedicación a la enseñanza.

A mis amigos, por estar ahí cuando los he necesitado.

A mi familia, y en especial a mi padre, quien seguramente habría disfrutado de verme terminar el máster que elegí.

A Andrea, gracias por tu paciencia y apoyo incondicionales durante todo este tiempo.

RESUMEN

El proceso de descontaminación del agua residual se lleva a cabo en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR), donde el agua se somete a diferentes tratamientos hasta que puede ser devuelta a un cauce natural sin causar impacto negativo en el medio receptor. En las EDAR, tras una serie de procesos físicos, químicos y biológicos es posible eliminar en gran medida los contaminantes presentes en el agua, concentrándolos en un subproducto denominado fango de depuración.

Este trabajo se enfoca en la estabilización de fangos mediante digestión anaerobia, que aprovecha parte de la carga orgánica del fango para generar biogás, que puede ser empleado para producir electricidad.

Si al proceso de digestión anaerobia se le incorporan algunas sustancias (denominadas cosustratos) para aumentar la producción de biogás, el proceso recibe el nombre de codigestión.

En este Trabajo Fin de Máster se ha comparado la producción de biogás empleando distintos cosustratos y se ha realizado el diseño de una instalación de codigestión anaerobia a partir de los datos obtenidos en un montaje experimental a escala laboratorio.

En último lugar, se ha realizado un pequeño análisis del ahorro que supondría la implantación de un sistema de cogeneración en una EDAR.

Palabras Clave: Codigestión anaerobia, fango, biogás, cogeneración.

RESUM

El procés de descontaminació de l'aigua residual es du a terme en Estacions Depuradores d'Aigües Residuals (EDAR), on l'aigua se sotmet a diferents tractaments fins que pot ser tornada a un llit natural sense impacte negatiu en el mig receptor. En les EDAR, després d'una sèrie de processos físics, químics i biològics és possible eliminar en gran manera els contaminants presents en l'aigua, concentrant-los en un subproducte denominat fang de depuració.

Este treball s'enfoca en l'estabilització de fangs per mitjà de digestió anaeròbia, que aprofita part de la càrrega orgànica del fang per a generar biogàs, que pot ser empleat per a produir electricitat.

Si a al procés de digestió anaeròbia se li incorporen algunes substàncies, denominades cosustrates, per a augmentar la producció de biogàs el procés rep el nom de codigestió.

En este Treball Fi de Màster s'ha comparat la producció de distints cosustrates i s'ha realitzat el disseny d'una instal·lació de codigestió anaeròbia a partir de les dades obtinguts en un muntatge a escala laboratori.

En últim lloc, s'ha realitzat una xicoteta anàlisi de l'estalvi que suposaria la implantació d'un sistema de cogeneració en una EDAR.

Paraules Clau: Codigestió anaeròbia, fang, biogàs, cogeneració.

ABSTRACT

The remediation process of wastewater takes place in Wastewater Treatment Plants (WWTP), where water quality is enhanced until it is returned harmlessly to its natural flow courses.

In WWTPs, through a series of physical, chemical and biological treatments it is possible to reduce to a great extent the amount of pollutants that wastewater contains, transferring them to a stream called sludge, which is concentrated in solids.

This End of Master Dissertation is aimed at sludge stabilisation via anaerobic digestion, a process which reduces organic matter present in sludge, producing biogas that can be used in electricity generation.

If some substances, called cosubstrates, are added to the sludge in the anaerobic digestion process in order to increase the amount of biogas generated, the procedure is called codigestion.

To sum up, different cosubstrates had been compared so as to find which one achieves the highest biogas production. In addition, the document deals with the design of a codigestion plant based on the results shown in a small plant in the laboratory.

Lastly, the economic viability of the implementation of a codigestion plant in a WWTP has been taken into consideration.

Keywords: Anaerobic codigestion, sludge, biogas, cogeneration.

ÍNDICE

1 INTRODUCCIÓN	1
2 OBJETIVOS DEL TRABAJO	3
2.1 OBJETIVOS PRIMARIOS	3
2.2 OBJETIVOS SECUNDARIOS	3
3 MOTIVACIÓN Y JUSTIFICACIÓN	5
3.1 JUSTIFICACIÓN MEDIOAMBIENTAL	5
3.2 JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA	6
4 LEGISLACIÓN	9
4.1 CRITERIOS PARA LA CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL DEPURADA	9
4.2 RÉGIMEN JURÍDICO DE REUTILIZACIÓN DE AGUAS DEPURADAS	10
4.3 UTILIZACIÓN DE LODOS DE DEPURACIÓN EN EL SECTOR AGRARIO	11
5 ANTECEDENTES	13
5.1 DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES	13
5.1.1 Sistema de captación y conducción de aguas residuales	13
5.1.2 Pretratamiento y tratamiento primario	13
5.1.3 Tratamiento secundario	14
5.1.4 Tratamiento terciario	14
5.1.4 Línea de fangos	14
5.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA	15
5.2.1 Evolución de la digestión	18
5.3 PARÁMETROS CLAVE EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	18
5.3.1 Tiempo de retención hidráulica (τ o TRH)	18
5.3.2 Tiempo de retención celular (τ_c o TRC)	19
5.3.3 Temperatura	19
5.3.4 pH	20
5.3.5 Alcalinidad volátil	20
5.3.6 Acidez volátil	20
5.3.7 Demanda química de oxígeno (DQO)	21
5.4 CODIGESTIÓN ANAEROBIA DEL FANGO	21
5.5 BIOGÁS	22

5.5.1 Composición del biogás	23
5.5.2 Línea de gas de una EDAR	23

6 MATERIALES Y MÉTODOS

6.1 CARACTERIZACIÓN DEL FANGO	26
6.1.1 Medida de sólidos totales (ST)	26
6.1.2 Medida de sólidos volátiles (SV)	27
6.1.3 Determinación de la alcalinidad volátil	28
6.1.4 Determinación de la acidez volátil	28
6.1.5 Determinación de la demanda química de oxígeno (DQO)	29
6.1.6 pH	30
6.2 ENSAYO DE POTENCIAL BIOQUÍMICO DE METANO	31
6.2.1 Objetivo del ensayo de Potencial Bioquímico de Metano	31
6.2.2 Parámetros clave en el desarrollo de los test PBM	31
6.2.3 Procedimiento seguido en los ensayos PBM	32
6.2.4 Producción de biogás de los PBM	36
6.2.5 Problemas durante la realización del PBM	37
6.3 REACTOR CONTINUO DE TANQUE AGITADO A ESCALA LABORATORIO	39
6.3.1 Montaje experimental: CSTR	39
6.3.2 Procedimiento seguido en el sistema de codigestión en continuo	43
6.3.3 Ensayos en continuo y duración	45
6.4 ANÁLISIS DEL BIOGÁS GENERADO	45
6.4.1 Procedimiento experimental de medida	46
6.4.2 Lectura de composición	46
6.4.3 Medidas realizadas	47

7 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

7.1 CARACTERIZACIÓN DEL FANGO	48
7.1.1 Demanda química de oxígeno	48
7.1.2 Sólidos en las muestras de fango	49
7.1.3 Alcalinidad volátil	51
7.1.4 Acidez volátil	52
7.2 ENSAYO DE PRODUCCIÓN BIOQUÍMICA DE METANO (PBM)	52
7.2.1 Ensayo PBM-1	53
7.2.2 Ensayo PBM-2	55
7.3 SISTEMA DE DIGESTIÓN CONTINUO A ESCALA DE LABORATORIO	60
7.3.1 Primer ensayo de digestión anaerobia en continuo: CSTR-1	60
7.3.2 Segundo ensayo de digestión anaerobia en continuo: CSTR-2	61
7.3.3 Primer ensayo de codigestión anaerobia: CSTR-3	63
7.4 ANÁLISIS DEL BIOGÁS	67

8 DISEÑO DE LA INSTALACIÓN	69
8.1 DISEÑO DEL DIGESTOR ANAEROBIO	69
8.1.1 Geometría del digestor	69
8.1.2 Cálculos estructurales y tipo de hormigón	71
8.1.3 Cubierta del digestor	76
8.1.4 Sistema de agitación	76
8.1.5 Sistema de mantenimiento de la temperatura mesófila	79
8.1.6 Conducción del sistema de calefacción del digestor	81
8.1.7 Diseño de las conducciones de entrada y salida de fango	83
8.1.8 Bombeo de fangos	84
8.1.9 Diseño del depósito de mezcla y depósito pulmón	87
8.2 DISEÑO DE LA LÍNEA DE GAS	87
8.2.1 Diseño del gasómetro	87
8.2.2 Elección de la antorcha	88
8.2.3 Elección del cambiador de calor de recuperación	88
8.2.4 Elección del grupo cogenerador	90
9 RENTABILIDAD ECONÓMICA DE COGENERACIÓN	93
10 CONCLUSIONES	95
10.1 CONCLUSIONES DE LA ETAPA DE DISEÑO	95
10.2 CONCLUSIONES DE LA PARTE EXPERIMENTAL	95
10.3 CONCLUSIÓN SOBRE EL APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO	96
11 BIBLIOGRAFÍA	97
11.1 LIBROS	97
11.2 ARTÍCULOS CIENTÍFICOS	98
11.3 SITIOS WEB	98

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1: DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO DE UNA EDAR. FUENTE: (MINISTERIO PARA LA TRANSICIÓN ECOLÓGICA Y EL RETO DEMOGRÁFICO, JULIO 2021)	14
FIGURA 2: ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA. FUENTE: (METCALF & EDDY, 2014A).	16
FIGURA 3: ETAPAS Y COMPUESTOS INTERMEDIOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA. FUENTE: TRADUCIDO DE LOS AUTORES (PAVLOSTATHIS Y GIRALDO, 1991).	17
FIGURA 4: EVOLUCIÓN BIBLIOGRÁFICA DE PUBLICACIONES CON LAS PALABRAS “SLUDGE ANAEROBIC DIGESTION METHANE PRODUCTION”. MOTOR DE BÚSQUEDA: GOOGLE SCHOLAR. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA.	18
FIGURA 5: EQUIVALENCIA ENTRE BIOGÁS Y DISTINTOS COMBUSTIBLES. FUENTE: (CIEMAT, JULIO 2020)	23
FIGURA 6: ESQUEMA DE LA LÍNEA DE GAS DE UNA EDAR. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA	23
FIGURA 7: RESIDUO SECO REMANENTE TRAS LA EVAPORACIÓN, PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN TOTALES (ST) DEL FANGO.	26
FIGURA 8: RESIDUO REMANENTE TRAS LA CALCINACIÓN EN MUFLA. DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN VOLÁTILES (SV) DEL FANGO.	27
FIGURA 9: KITS DE 25 TUBOS DE ENSAYO PARA DQO DE LA MARCA COMERCIAL SUPELCO (500 A 10000 MG/L)	29
FIGURA 10: TERMORREACTOR EMPLEADO EN LA DETERMINACIÓN DE LA DQO	30
FIGURA 11: FILTROS DE FIBRA DE VIDRIO 0,45 μ M BRANCHIA (REF. SFMC-245-100) PARA JERINGA	30
FIGURA 12: PREPARACIÓN DE LOS MICRODIGESTORES PARA EL ENSAYO PBM-1	33
FIGURA 13: MICRODIGESTORES DEL ENSAYO PBM-1 TRAS SU DOSIFICACIÓN	34
FIGURA 14: ESTUFA DE INCUBACIÓN CON LOS FRASCOS DEL ENSAYO PBM.	35
FIGURA 15: MEDIDAS DE PRESIÓN DE LOS TEST PBM	35
FIGURA 16: ESQUEMA DE UN MICRODIGESTOR PBM. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA.	36
FIGURA 17: TALADRADO DE LOS TAPONES PARA PBM	37
FIGURA 18: MEDIDOR DE PRESIÓN TESTO 440 DP	38
FIGURA 19: TRANSDUCTOR DE PRESIÓN GREISINGER GMH S100 SERIES, CON SENSOR DE 1 BAR Y ADAPTADOR PARA AGUJA HIPODÉRMICA.	39
FIGURA 20: ESQUEMA DEL SISTEMA DE CODIGESTIÓN A ESCALA LABORATORIO. FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA	40
FIGURA 21: FOTOGRAFÍA DEL DIGESTOR ANAEROBIO A ESCALA LABORATORIO	41
FIGURA 22: GASÓMETRO DE LA PLANTA A ESCALA LABORATORIO	43
FIGURA 23: HOJA DE SEGUIMIENTO DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	44
FIGURA 24: CONSERVACIÓN EN ESTUFA DE LAS GARRAFAS DE FANGO	44
FIGURA 25: BOMBA GASTEC Y TUBOS DE MEDICIÓN	46
FIGURA 26: MEDICIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE CO ₂ EN EL BIOGÁS	47
FIGURA 27: ENSAYO PBM-1: PRODUCCIÓN DE BIOGÁS ACUMULADA	55
FIGURA 28: ENSAYO PBM-2: PRODUCCIÓN DE BIOGÁS ACUMULADA	59
FIGURA 29: VOLUMEN DE BIOGÁS ACUMULADO DEL ENSAYO CSTR-1	61
FIGURA 30: VOLUMEN DE BIOGÁS ACUMULADO DEL ENSAYO CSTR-2	62
FIGURA 31: PRODUCCIÓN DIARIA DE BIOGÁS DEL ENSAYO CSTR-2	63
FIGURA 32: INTRODUCCIÓN DEL COSUSTRATO AL TANQUE DE ALIMENTO DEL SISTEMA DE CODIGESTIÓN	65
FIGURA 33: VOLUMEN DE BIOGÁS ACUMULADA DEL ENSAYO CSTR-3	66
FIGURA 34: PRODUCCIÓN DIARIA DE BIOGÁS DEL ENSAYO CSTR-3	66
FIGURA 35: ANÁLISIS DEL BIOGÁS: TUBOS DE ABSORCIÓN	67
FIGURA 36: GEOMETRÍA DEL DIGESTOR	71
FIGURA 37: DESIGNACIÓN IIA DEL HORMIGÓN ESTRUCTURAL. TABLA 8.2.2 DE LA INSTRUCCIÓN EHE	72
FIGURA 38: DESIGNACIÓN QA DEL HORMIGÓN ESTRUCTURAL. TABLA 8.2.3A DE LA INSTRUCCIÓN EHE	72

FIGURA 39: TABLA 8.2.3.B DE LA INSTRUCCIÓN EHE	72
FIGURA 40: CONSTANTES DE HENRY PARA H ₂ S EN AGUA. (POLING, THOMSON, FRIEND, ROWLEY, Y WILDING, 2008)	73
FIGURA 41: SELECCIÓN DEL RECUBRIMIENTO DEL HORMIGÓN EN FUNCIÓN DEL TIPO DE AMBIENTE, RECORTE DE LAS TABLAS 37.2.4.1.A Y 37.2.4.1.C DE LA INSTRUCCIÓN EHE	73
FIGURA 42: RECUBRIMIENTO DEL HORMIGÓN	74
FIGURA 43: TABLAS 37.3.2.A Y 37.3.2.B DE LA INSTRUCCIÓN EHE	75
FIGURA 44: CARACTERÍSTICAS DEL ACERO PARA ARMADURAS. TABLA 32.2.A DE LA INSTRUCCIÓN EHE	76
FIGURA 45: TIPOS DE CUBIERTA PARA UN DIGESTOR ANAEROBIO. (FUENTE: (EDDY, 2014B))	76
FIGURA 46: PRINCIPALES CONFIGURACIONES DE AGITACIÓN PARA UN DIGESTOR ANAEROBIO. FUENTE: (EDDY, 2014B)	77
FIGURA 47: CATÁLOGO DE SOPLANTES <i>BARMATEC MD TD ATEX</i> . (FUENTE: BARMATEC, NOVIEMBRE 2021)	78
FIGURA 48: SOPLANTE <i>BARMATEC SERIE MD TD ATEX</i> . (FUENTE: BARMATEC, NOVIEMBRE 2021)	79
FIGURA 49: TEMPERATURA MÍNIMA MEDIA ANUAL (AÑO 2020) PARA LA COMUNIDAD VALENCIANA. (FUENTE: AEMET)	80
FIGURA 50: CURVAS CARACTERÍSTICAS DE LAS BOMBAS <i>SERIE HMI</i> , DE LA MARCA <i>BOMBAS HASA</i>	83
FIGURA 51: VARIACIÓN DE LA PÉRDIDA DE CARGA DE BOMBEO DEL FANGO, EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DE FLUJO. (FUENTE: (EDDY, 2014B))	84
FIGURA 52: VARIACIÓN DE LA TENSIÓN CORTANTE CON LA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS EN EL FANGO. (FUENTE: (KOVACS & VIVAR, 1991))	85
FIGURA 53: HOJA DE CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA <i>SERIE 9EH 4/10 HP</i> DEL FABRICANTE <i>LITTLE GIANT</i>	86
FIGURA 54: GASÓMETRO DE DOBLE MEMBRANA. (FUENTE: BIOGÁS TECHNOLOGY, SEPTIEMBRE 2021)	88
FIGURA 55: FICHA TÉCNICA DEL INTERCAMBIADOR TÉRMICO DE PLACAS <i>WILTEK 50679</i>	90
FIGURA 56: <i>JENBACHER J208</i> . (FUENTE: <i>JENBACHER</i> , SEPTIEMBRE 2021).	90
FIGURA 57: DISCRIMINACIÓN HORARIA DE LA TARIFA 6.1 TD EN LA PENÍNSULA IBÉRICA	904

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1: DESGLOSE DE FACTURA DE AGUA EN LA CIUDAD DE VALENCIA. FUENTE: (EMIVASA, JUNIO 2020)	6
TABLA 2: TASA EMTRE EN LA FACTURA DE AGUA EN LA CIUDAD DE VALENCIA. FUENTE: (EMIVASA, JUNIO 2020)	6
TABLA 3: CUADRO 1 DEL ANEXO 4 DEL RD 509/1996.	9
TABLA 4: CUADRO 2 DEL ANEXO 4 DEL RD 509/1996.	10
TABLA 5: DURACIÓN Y FINALIDAD DE LOS ENSAYOS DE DIGESTIÓN Y CODIGESTIÓN ANAEROBIA	45
TABLA 6: RESULTADOS DE DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO PARA LAS MUESTRAS DE FANGO	48
TABLA 7: RESULTADOS DE DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO DE LOS DISTINTOS COSUSTRATOS	49
TABLA 8: PESADAS OBTENIDAS EL 13/07/2021 PARA EL CÁLCULO DE ST Y SV	49
TABLA 9: CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS DEL FANGO	50
TABLA 10: RESULTADOS DE ALCALINIDAD VOLÁTIL DEL FANGO	51
TABLA 11: RESULTADOS DE ACIDEZ VOLÁTIL DEL FANGO	52
TABLA 12: DOSIFICACIÓN EN LOS ENSAYOS PBM	52
TABLA 13: ENSAYO PBM-1: RESULTADOS OBTENIDOS	54
TABLA 14: ENSAYO PBM-1: RESULTADOS OBTENIDOS (SIN OR)	54
TABLA 15: ENSAYO PBM-1: PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	55
TABLA 16: VALORES PARA EL CÁLCULO DEL ISR DEL TEST PBM-2	56
TABLA 17: CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS DEL FANGO (TEST PBM-2)	57
TABLA 18: RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS (TEST PBM-2)	57
TABLA 19: ENSAYO PBM-2: RESULTADOS OBTENIDOS	58
TABLA 20: ENSAYO PBM-2: PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	59
TABLA 21: RESULTADOS DEL ENSAYO CSTR-1	60
TABLA 22: RESULTADOS DEL ENSAYO CSTR-2	62
TABLA 23: RESULTADOS DEL ENSAYO CSTR-3	64
TABLA 24: VALORES DEL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR GLOBAL (U) DEL DIGESTOR	80
TABLA 25: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR JENBACHER J208	91
TABLA 26: TÉRMINO DE ENERGÍA, TARIFA 6.1 TD DE ENERGI GREEN. FUENTE: (ENERGI GREEN, ENERO 2022)	913

DOCUMENTO I:

MEMORIA

1 INTRODUCCIÓN

La contaminación de un bien tan esencial como es el agua es una consecuencia del progreso de la sociedad. La contaminación consiste en una modificación, generalmente provocada por el hombre, de la calidad del agua, haciéndola impropia o peligrosa para el consumo humano, la industria, la agricultura, la pesca y las actividades recreativas; así como para los animales domésticos y la vida natural.

Ya en 1968 el Consejo de Europa enunció doce principios para una correcta gestión del agua, recogidos en la Carta Europea del Agua. El quinto punto de este documento cita: “Cuando el agua, tras haber sido utilizada, sea devuelta a su medio natural, no debe poner en peligro los ulteriores usos, sean públicos o privados a los que se destine.” Y es el que hace notar que la depuración del agua residual es imprescindible en cualquier sociedad.

El proceso de descontaminación del agua residual se lleva a cabo en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR), donde el agua se somete a diferentes tratamientos hasta que puede ser devuelta a un cauce natural sin impacto negativo en el medio receptor. En las EDAR, tras una serie de procesos físicos, químicos y biológicos es posible eliminar en gran medida contaminantes como sólidos disueltos y en suspensión, materia orgánica, tóxicos, adecuar influentes a distintos niveles de acidez, etc.

Estos procesos generan fangos de depuración, que contienen estas sustancias eliminadas del agua residual, debiendo ser debidamente tratados para evitar la contaminación del medio al que se destinan. Una de las formas de estabilización que ha cobrado importancia en los últimos años es la digestión anaerobia del fango, que permite aprovechar energéticamente el biogás generado en este proceso.

Pese a todas las ventajas que supone el reacondicionamiento del agua residual, los costes de explotación de las EDAR son elevados y deben minimizarse. En los últimos años, se ha reducido considerablemente el coste eléctrico en sistemas de depuración de fangos activos aerobios, gracias al avance tecnológico, por ejemplo, con la introducción de aireación que emplean difusores sumergidos en lugar de turbinas de aireación superficial o con la renovación de los equipos como soplantes o bombas, que consumen grandes cantidades de energía.

Con la evolución de los sistemas de depuración y el incremento constante del precio de la electricidad, las entidades que gestionan el ciclo integral del agua han notado cómo el coste de la energía empleada en los procesos de depuración ha adquirido una mayor magnitud en el gasto total. Por todo ello, la tendencia actual en nuestro país es impulsar el autoconsumo de las plantas de depuración. Instalando un pequeño parque fotovoltaico y aprovechando energéticamente el biogás generado en el proceso de digestión anaerobia, es posible que las EDAR no necesiten consumo eléctrico externo para su funcionamiento.

Cuando el caudal de agua residual a tratar es elevado y el tipo de residuo líquido o cosustrato es el indicado, la codigestión anaerobia reduce drásticamente la demanda energética de las EDAR, pues el potencial energético del biogás generado en este proceso es aprovechado antes de ser oxidado a CO₂.

De esta forma, parte del gasto térmico y eléctrico de la instalación depuradora puede ser cubierto empleando sistemas de cogeneración de energía dentro de la línea de fangos.

Las depuradoras podrían recibir excedentes de producción, lotes defectuosos o alimentos en mal estado (como frutas, zumos o melazas) directamente de los productores. Si estas entradas, tras su trituración y acondicionamiento, fueran introducidas directamente al reactor biológico aerobio, provocarían una demanda extra de oxígeno en esta etapa, que se traduce en un mayor gasto de aireación del reactor. Por ello, este tipo de residuos serían introducidos junto con fango al proceso de digestión anaerobia (denominándose entonces codigestión), donde se puede obtener un aporte extra de biogás, reduciéndose el consumo energético de la planta.

En el presente trabajo se evalúa qué tipos de residuos (cosustratos) son más favorables para el proceso de codigestión anaerobia en una estación depuradora de aguas residuales, diferenciando según el tipo de cosustrato y dosificación, con la finalidad de maximizar la producción de biogás en el digestor anaerobio.

Los cosustratos seleccionados deben de ajustarse a la normativa de saneamiento, que limita la carga orgánica, acidez, conductividad, etc. de los efluentes industriales. Se han escogido dos cosustratos distintos, que pueden ser añadidos al proceso de codigestión o que se pueden encontrar entre los efluentes generados por empresas de la industria alimentaria, por ejemplo, en la industria de confitería y elaboración de golosinas: almidón y glucosa.

Con el fin de que el estudio se asemeje a la variabilidad de los influentes de las EDAR, también se ha realizado una mezcla para emular el comportamiento real en los codigestores anaerobios.

2 OBJETIVOS DEL TRABAJO

El enfoque del ciclo integral de las aguas residuales parte desde el tratamiento convencional, que se centra únicamente en obtener los niveles de depuración exigidos; llegando a los sistemas de tratamiento actuales, donde se intenta sacar el máximo provecho tanto del agua regenerada como de las distintas sustancias que esta contiene. Empleando distintas tecnologías, es posible reducir el potencial contaminante de estas sustancias e incluso aprovechar energéticamente los residuos.

En la realización de este trabajo se han fijado unos objetivos claramente diferenciados:

2.1 Objetivos primarios

- Puesta en marcha y operación de una planta de codigestión anaerobia de una EDAR a escala laboratorio, siendo esta una herramienta tanto de diagnóstico como de modelización para una planta a escala piloto o una estación depuradora.
- Diseñar el digester anaerobio de la línea de fango de una EDAR a escala real, a partir de las conclusiones obtenidas durante la experimentación en el laboratorio y de valores bibliográficos.
- Diseñar los elementos auxiliares necesarios en el proceso de digestión, que permiten el aprovechamiento del biogás generado y el correcto funcionamiento de la digestión anaerobia.

2.2 Objetivos secundarios

- Evaluar el uso de diferentes cosustratos a emplear en la etapa de codigestión a nivel de laboratorio. Con ello se compara la producción extra de biogás y su riqueza en combustible aprovechable energéticamente.
- Hacer un análisis energético del aprovechamiento del biogás que se generaría a escala real, contemplando su viabilidad económica para intentar conseguir la menor dependencia del uso de energía de la red eléctrica por parte de la EDAR.

3 MOTIVACIÓN Y JUSTIFICACIÓN

3.1 Justificación medioambiental

La depuración de aguas residuales es una rama de la ingeniería apareció relativamente tarde en España. La primera depuradora de aguas residuales se construyó en Reus en 1937, poco después del estallido de la guerra civil española para intentar hacer frente a un problema medioambiental que no había hecho más que crecer. Hasta ese momento había tal escasez de agua que esta se destinaba al regadío directamente desde el alcantarillado, provocando numerosos problemas sanitarios.

La contaminación del agua, fruto de la actividad humana la hace impropia y peligrosa para su consumo, para su uso en la industria, agricultura, pesca e incluso actividades recreativas; además de ser perjudicial para animales domésticos y la vida natural en general.

Para preservar la calidad del agua en sus cursos naturales es necesario tratar debidamente el agua residual generada en los núcleos urbanos, minimizando el impacto que el hombre deja tras de sí.

Hace varias décadas que se impuso el sistema de tratamiento mediante fangos activos frente a los tratamientos de bajo coste, cuya operación requiere de un aporte energético considerable, pero permite una eliminación de contaminantes mucho mayor.

Uno de los principales inconvenientes de las EDAR con depuración por fangos activos desde el punto de vista medioambiental, es la generación de una corriente de lodos que contiene los contaminantes, sólidos, patógenos y demás sustancias que se eliminan del agua.

Por ello, es necesario gestionar debidamente estos lodos de depuradora. En un primer momento se había optado por añadir ciertos compuestos químicos como la cal o se empleaba calor para estabilizarlos y reducir su poder contaminante, pero esto suponía un sobrecoste y un gasto extra de recursos.

Una solución alternativa que se viene realizando en las últimas décadas para estabilizar los fangos es emplear una etapa de reacción anaerobia, donde en ausencia de oxígeno los microorganismos presentes en un digester son capaces de eliminar parte de los contaminantes de los fangos generados, obteniendo como productos de reacción biogás y fango estabilizado. El biogás puede ser empleado para distintos propósitos, siendo el más destacable la generación de electricidad en la propia planta depuradora, ahorrando costes de funcionamiento y evitando la generación de contaminantes y CO₂ debidos al consumo externo de energía eléctrica.

De esta manera se consigue reducir significativamente el poder contaminante de los fangos generados, permitiendo su reutilización tras ser aprovechados para minorar el gasto económico y energético de las EDAR.

3.2 Justificación económica

Dentro de los gastos a los que un consumidor de agua debe de hacer frente, una cuantía se corresponde con gastos fijos (generalmente asociada a mantenimiento de instalaciones de tratamiento y sistema de distribución) y otra atañe a gastos variables. Para el consumidor doméstico, sólo alrededor de una tercera parte del total de la factura se corresponde con importes variables, relacionados directamente con el consumo mensual o bimensual de agua.

En el caso concreto de la ciudad de Valencia, los gastos que debería sufragar un consumidor de agua son, según la EMIVASA (Empresa Mixta Valenciana de Aguas, S.A.), recogidos en la Tabla 1:

Tabla 1: Desglose de factura de agua en la ciudad de Valencia. Fuente: (EMIVASA, junio 2020)

Gastos fijos		Gastos variables	
Tarifa Inversiones Ayuntamiento de Valencia	1,80 € (+10% IVA)	Consumo de agua (penaliza el consumo excesivo)	0,469327 €/m ³ (+10% IVA)
Cuota de Servicio	10,87 € (+10% IVA)	Tasa de alcantarillado	0,302919 €/m ³ (IVA no aplicable)
Cuota de Mantenimiento Integral	5,00 € (+21% IVA)	Cuota de consumo canon de saneamiento	0,441 €/m ³ (IVA no aplicable)
Canon de Saneamiento	7,47 € (IVA no aplicable)		
Total fijo: 27,46€		Total variable: 1,260179 €/m³	

Además, hay un importe que depende del consumo total de agua del año anterior: la tasa EMTRE (Entidad Metropolitana). Esta cuantía pagada bimensualmente grava de una manera no proporcional el consumo de agua, ya que no contempla el número de personas que hacen uso del agua en un determinado hogar y los saltos en los importes son desproporcionados para la variación del volumen consumido, como se puede apreciar en la Tabla 2:

Tabla 2: Tasa EMTRE en la factura de agua en la ciudad de Valencia. Fuente: (EMIVASA, junio 2020)

Agua consumida el año anterior	Tasa EMTRE (+10% IVA)
≤ 50 m ³	5,50 €
50 m ³ a 65 m ³	5,84 €
65 m ³ a 90 m ³	18 €
90 m ³ a 195 m ³	18,50 €
≥ 195 m ³	37,66 €

Para un hogar de 4 personas, con una media de consumo por persona de 132 L/d (media nacional según INE) una factura bimensual tendría un desglose como el siguiente:

- Gastos fijos: 27,46 €
- Consumo de agua: 39,92 €
- Tasa EMTRE: 20,35 €
- Total: 87,73 €

Donde el coste asociado a depuración (21,44 €) supone un 24,44% del total.

Los costes de depuración y explotación de las EDAR son los más elevados de todo el ciclo integral del agua, ya que el tratamiento del agua residual es la etapa en la que más energía se consume (entre 300 y 500 Wh/m³). El precio actual de la energía eléctrica supera los 0,15 €/kWh de media, y su tendencia continua al alza.

Todo ello obliga a las EDAR a buscar formas alternativas de reducir costes y disminuir el consumo energético, más todavía si se depende de energía eléctrica de la red.

Con este objetivo, a finales de la primera década de los 2000 comenzaron a instalarse sistemas de codigestión anaerobia en EDAR cuyo caudal de tratamiento justificaba su amortización a medio plazo, ya que estudios recientes a escala planta piloto (Campos, 2001) anticipaban buenos resultados de producción de biogás y aprovechamiento energético del mismo. Según este autor, a partir de residuos de la industria alimentaria y otros residuos no aprovechados energéticamente hasta la fecha, podía aumentarse la producción de biogás sin necesidad de un acondicionamiento específico de los residuos, al poder introducirlos directamente al proceso de codigestión.

De esta forma, la digestión anaerobia se ha impulsado en los últimos años como proceso de estabilización de los fangos producidos en las estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas e industriales, ya que en muchos casos evitan la adición de productos químicos o aplicación de calor para la estabilización del fango, obteniendo además un producto de valor añadido como es el biogás.

Este biogás suele ser empleado en cogeneración en la propia planta, aunque también puede ser vendido tras ser purificado; embotellándolo o inyectándolo a una red de distribución de gas.

El aprovechamiento energético del biogás se suele llevar a cabo cubriendo parte del gasto eléctrico mediante alternadores movidos por motores de combustión o pequeñas turbinas, empleando los gases de escape para sufragar el gasto calórico necesario para mantener la temperatura en los digestores anaerobios.

4 LEGISLACIÓN

Actualmente en España, existen varias leyes y Reales Decretos que regulan cuestiones relacionadas con la depuración de aguas residuales. Entre ellos, se han destacado tres, en los cuales se establecen los criterios mínimos de reducción de contaminantes; condiciones, usos y usuarios del agua tras su rehabilitación; y usos y usuarios del fango generado en las estaciones depuradoras de aguas residuales.

4.1 Criterios para la calidad del agua residual depurada

El Real Decreto 509/1996, de desarrollo del Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre; establece las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas, complementando las normas sobre recogida, depuración y vertido de aguas residuales de carácter urbano.

El RD 509/1996 fija en sus anexos unos valores límite para tres parámetros que son clave para determinar la calidad del agua depurada. Los efluentes deben de cumplir con un máximo de concentración o un mínimo porcentaje de reducción de estos parámetros, estableciendo así unos mínimos de calidad que aseguren que los caudales generados por las EDAR no supongan un impacto para el medio natural. La Tabla 3 recoge los valores límite para los vertidos procedentes de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas.

Tabla 3: Cuadro 1 del Anexo 4 del RD 509/1996.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción	Método de medida de referencia
DBO ₅ (a 20 °C y sin nitrificación)	25 mg/L O ₂	70 – 90	Muestra homogeneizada, sin filtrar ni decantar. Determinación antes y después de 5 días desde incubación a 20 °C +- 1 °C, en completa oscuridad. Aplicación de inhibidor de la nitrificación.
DQO	125 mg/L O ₂	75	Muestra homogeneizada, sin filtrar ni decantar. Dicromato potásico.
Sólidos en suspensión totales	35 mg/L	90	Uso de filtro 0,45 micras. Secado a 105 °C y pesaje.

Además, el RD 509/1996 también limita la concentración máxima y porcentaje mínimo de reducción de algunos nutrientes que favorecen la eutrofización del medio acuático, aplicable en zonas sensibles a la eutrofización o con tendencia a serlo en un futuro próximo (criterios para la determinación de estas zonas también en el mismo documento). Estos valores se recogen en la Tabla 4.

Tabla 4: Cuadro 2 del Anexo 4 del RD 509/1996.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción	Método de medida de referencia
Fósforo total	2 mg/L (de 10000 a 100000 h-e). 1 mg/L (más de 100000 h-e).	80	Espectrofotometría de absorción molecular
Nitrógeno total (Nitrógeno Kjeldahl total, nitratos y nitritos)	15 mg/L (de 10000 a 100000 h-e). 10 mg/L (más de 100000 h-e).	70 - 80	Espectrofotometría de absorción molecular

Aunque la tecnología disponible permite incluso potabilizar el agua tratada en una EDAR, en la práctica, la mayoría de las plantas ajustan los parámetros de los efluentes al límite legal en función del uso del agua depurada, con el objetivo de minimizar el coste de explotación.

4.2 Régimen jurídico de reutilización de aguas depuradas

La Ley 11/2005, de 22 de junio, por la que se modifica la Ley 10/2001, de 5 de julio, del Plan Hidrológico Nacional, contiene una modificación del texto refundido de la Ley de Aguas, aprobado por el Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, en la que se ha dado nueva redacción del artículo 109.1: “el Gobierno establecerá las condiciones básicas para la reutilización de las aguas, precisando la calidad exigible a las aguas depuradas según los usos previstos. El titular de la concesión o autorización deberá sufragar los costes necesarios para adecuar la reutilización de las aguas a las exigencias de calidad vigentes en cada momento”.

Dentro de esta Ley, los artículos 1 y 2 determinan respectivamente el objeto y definiciones empleadas, mientras que los artículos 3 y 4 establecen usos del agua regenerada y su marco jurídico. El resto de los artículos definen los distintos tipos de contratos y concesiones, criterios de calidad del agua. Cabe destacar el cuarto punto del artículo 4:

Se prohíbe la reutilización de aguas para los siguientes usos:

- a) Para el consumo humano, salvo situaciones de declaración de catástrofe en las que la autoridad sanitaria especificará los niveles de calidad exigidos a dichas aguas y los usos.
- b) Para los usos propios de la industria alimentaria y para el uso de aguas de proceso y limpieza en la industria alimentaria.
- c) Para uso en instalaciones hospitalarias y otros usos similares.
- d) Para el cultivo de moluscos filtradores en acuicultura.

- e) Para el uso recreativo como agua de baño.
- f) Para el uso en torres de refrigeración y condensadores evaporativos [...].
- g) Para el uso en fuentes y láminas ornamentales en espacios públicos o interiores de edificios públicos.
- h) Para cualquier otro uso que la autoridad sanitaria o ambiental considere un riesgo para la salud de las personas o un perjuicio para el medio ambiente, cualquiera que sea el momento en el que se aprecie dicho riesgo o perjuicio.

Cabe destacar que el 26 de junio de 2023 entrará en vigor el nuevo Reglamento Europeo, donde se actualizan los requisitos mínimos para reutilizar el agua depurada: Reglamento (UE) 2020/741 del Parlamento Europeo y del Consejo de 25 de mayo de 2020 relativo a los requisitos mínimos para la reutilización del agua.

La norma establece los requisitos mínimos de calidad y control del agua y disposiciones sobre gestión del riesgo para una aplicación segura de las aguas depuradas en el contexto del ciclo integral del agua.

De esta manera se pretende garantizar que las aguas regeneradas sean seguras para el riego agrícola, asegurando un alto nivel de protección del medio ambiente, la salud humana y la sanidad animal. También se promueve la economía circular, contribuyendo a reducir el cambio climático y a los objetivos de la Directiva 2000/60/CE al hacer frente a la escasez de agua.

4.3 Utilización de lodos de depuración en el sector agrario

En torno a un 80% del fango procedente de las EDAR en España es destinado al sector de la agricultura como fertilizante. Según datos de EPSAR (Entitat de Sanejament d'Aigües), esta fracción asciende por encima del 91% para la Comunidad Valenciana.

El empleo de los lodos generados en las estaciones depuradoras de aguas residuales está regulado por el Real Decreto 1310/1990, de 29 de octubre; la Orden AAA/1072/2013, de 7 de junio y la Directiva 86/278/CEE del Consejo, de 12 de junio de 1986.

En estos documentos se establece una línea de actuación a la hora de destinar los lodos deshidratados a los campos de cultivo, entre los que destacan los siguientes puntos:

- a) Se distinguen cantidades y concentraciones máximas de algunos contaminantes, tanto químicos como biológicos, que pueden estar presentes en los lodos de depuradora y en el suelo receptor (se analiza el suelo una vez transcurrido un cierto tiempo, tras la incorporación del lodo).
- b) Se concretan los posibles terrenos a los cuales puede ser destinado el fango, en función del grado de contaminación del suelo y la concentración de los contaminantes presentes en los lodos de depuradora. Los usos de estos terrenos abonados con lodos están regulados en función de la calidad del suelo (plantación de especies ornamentales, producción de alimento animal, producción de frutales...).

- c) Se establece la obligatoriedad de cumplimentar y registrar unos documentos de seguimiento del lodo, incluyendo datos de la EDAR, del beneficiario, análisis del fango y del suelo receptor, calificación del suelo agrario, etc.

5 ANTECEDENTES

5.1 Depuración de aguas residuales

La misión de las estaciones depuradoras de aguas residuales es tratar el agua residual para conseguir un efluente de calidad suficiente para su vertido a cauce o reutilización, mediante el empleo de una serie de procesos físicos, químicos y biológicos. Para llevar a cabo el tratamiento del agua residual, es necesario que haya una serie de elementos que son:

5.1.1 Sistema de captación y conducción de aguas residuales

Las aguas vertidas a la red de evacuación son de naturaleza variable, ya que arrastran sustancias muy distintas según su procedencia y tienen también temperaturas diferentes. Se pueden clasificar en tres grandes grupos:

- Aguas blancas: también denominadas aguas pluviales, proceden de la lluvia o la nieve. Son básicamente limpias, aunque pueden contener arenas y arcillas en suspensión y suelen tener carácter ácido.
- Aguas grises: se engloban todas las aguas procedentes de los diversos aparatos sanitarios (excepto inodoros). Son aguas relativamente sucias y arrastran, por lo general, muchos elementos en disolución o en suspensión; así como grasas, jabones, detergentes, restos de comida, fibras, etc.
- Aguas negras: procedentes de inodoros, placas turcas y urinarios. Tienen un alto contenido en bacterias y virus, urea, amoniacos. Arrastran un porcentaje elevado de materias sólidas y elementos orgánicos.

Esta variabilidad en la red de alcantarillado hace necesaria una red muy ramificada y estanca, con calidad en los materiales que la componen y un riguroso trazado, desde las pequeñas evacuaciones hasta los grandes colectores.

De esta forma, los vertidos son retenidos el menor tiempo posible en la misma, evitando ruidos y olores que provocarían molestias en el día a día.

5.1.2 Pretratamiento y tratamiento primario

Tras su llegada a las EDAR, el agua residual pasa por una etapa de pretratamiento, donde tras un desbaste, tamizado y desarenado-desengrasado; se elimina la mayoría de los sólidos gruesos, arenas y aceites, respectivamente.

Después, el agua residual pasa por el tratamiento primario, donde se elimina la mayoría de los sólidos en suspensión que no han sido eliminados en el pretratamiento. En función del tipo de sólidos remanentes en el agua, se emplea flotación o decantación primaria.

5.1.3 Tratamiento secundario

A continuación, el agua se introduce en los reactores biológicos. En estos grandes depósitos con distintas configuraciones posibles, las bacterias aerobias convierten gran parte de la materia orgánica disuelta en componentes más sencillos gracias a la oxigenación del agua producida por agitación o aireación con turbinas y/o difusores.

A continuación, los sólidos se separan del agua tratada tras su salida del reactor en los decantadores secundarios.

5.1.4 Tratamiento terciario

En los casos en los que la calidad del agua tras el tratamiento secundario no sea suficiente para el uso que se le va a dar, por ejemplo, riego de campos de golf, reincorporación a cuencas hidrográficas, agua para limpieza urbana, etc.; se emplea un tratamiento adicional para lograr un efluente de mejores características.

Se suelen emplear tratamientos físicos (como tratamientos de desinfección con luz UV) o químicos (cloración o adición de coagulantes para posterior sedimentación y/o filtración).

5.1.4 Línea de fangos

En las EDAR se generan dos líneas de flujo en los distintos procesos: una constituida por el agua a tratar, que va mejorando sus características a lo largo del proceso y otra compuesta por fangos, con una mayor concentración de sólidos. La Figura 1 contiene un diagrama de bloques de una EDAR.

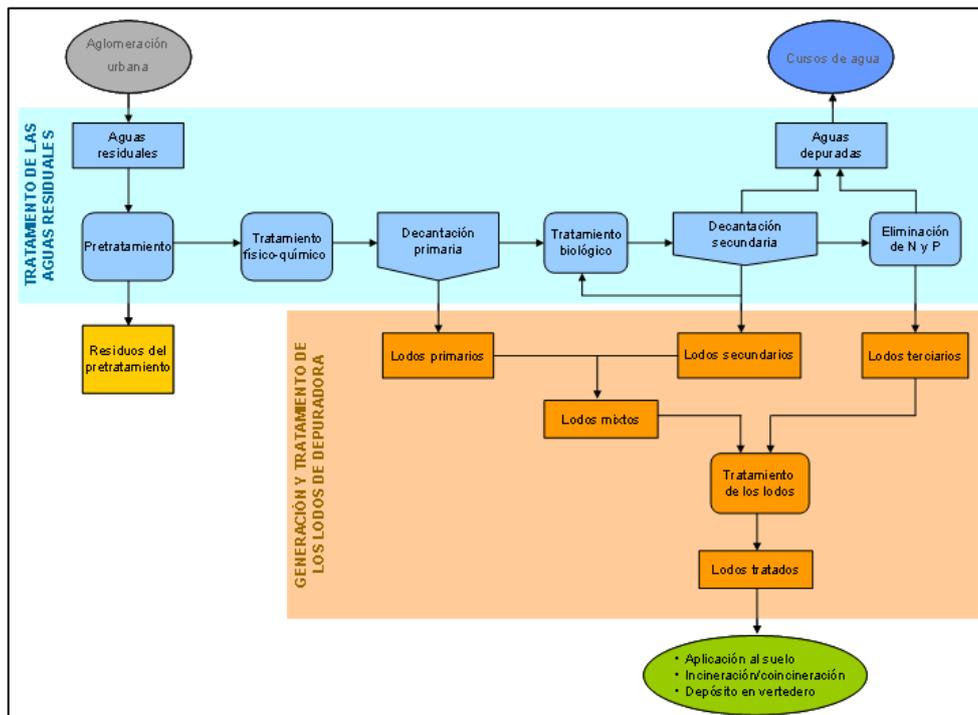


Figura 1: Diagrama de bloques del proceso de una EDAR. Fuente: (Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, julio 2021)

Los fangos se obtienen como subproductos tras los distintos procesos de la depuración de la línea de aguas. Debido a su alto porcentaje de microorganismos patógenos y variabilidad de contaminantes, este efluente necesita un tratamiento específico.

El tratamiento de la línea de fangos comienza con la introducción de los lodos obtenidos en los distintos procesos de decantación a un espesador, donde se concentra el fango por eliminación de parte del agua que contiene. El agua clarificada se introduce de nuevo en el proceso de depuración. El lodo espesado recibe el nombre de fango espesado. El fango primario se concentra en el espesador por gravedad mientras que el fango secundario se concentra en el flotador. La mezcla de ambos fangos concentrados se conoce como fango mixto.

Tras su espesado, el fango se estabiliza en el digestor, mineralizándolo parcialmente. Esto reduce la fracción biodegradable presente, evitando su putrefacción. La estabilización se suele realizar mediante digestión anaerobia o aerobia, aunque también se puede hacer una estabilización química (aumentando el pH al añadir cal u otro álcali) o estabilización térmica. El presente trabajo se centra en la estabilización biológica mediante digestión anaerobia, ya que el biogás generado a partir del fango mixto puede ser aprovechado energéticamente.

Finalmente, el fango estabilizado es deshidratado, generalmente por centrifugación, hasta conseguir una consistencia parecida a la de la arcilla o limo. Este fango más manejable y económico de transportar suele ser empleado como abono en plantaciones agrícolas (aproximadamente el 80% de los fangos generados, según datos del Registro Nacional de Lodos), tal y como contempla el punto 4.3 Utilización de lodos de depuración en el sector agrario Además, también está en alza su aprovechamiento energético mediante incineración (4% de los fangos producidos), reduciéndose cada vez más el porcentaje destinado a compostaje o vertedero (en torno al 8% actualmente).

5.2 Digestión anaerobia

La etapa de digestión anaerobia de una EDAR engloba el conjunto de procesos biológicos anaerobios en los que mediante microorganismos y en ausencia de oxígeno y otros oxidantes, una parte de la materia orgánica presente en la mezcla alimentada (fango mixto) se transforma en biogás, constituido principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2), con trazas de otros componentes gaseosos (vapor de agua y nitrógeno) y vapores como el sulfuro de hidrógeno (H_2S).

Al fango mixto (alimento del proceso de digestión anaerobia) se le suele denominar sustrato. El producto resultante de la digestión anaerobia se denomina digestato, un lodo en el que se encuentran sustancias de desecho generadas por los microorganismos presentes la mezcla. Este contiene los compuestos más difíciles de degradar, gran parte de nitrógeno y fósforo en compuestos orgánicos, diversos compuestos inorgánicos y sales (con K, Ca, Na, Mg...) (Pastor Estévez, 2018).

La digestión anaerobia se puede llevar a cabo en tres intervalos de temperatura: digestión psicrófila (15 a 20 °C), digestión mesófila (30 a 40 °C) y digestión termófila (50 a 60 °C).

La digestión mesófila es la más ampliamente utilizada en las EDAR de fangos activados (Hernández Muñoz, 2015), y es la empleada en este trabajo.

Las reacciones bioquímicas que tienen lugar durante la digestión anaerobia (Figura 2) se clasifican en cuatro etapas diferenciadas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Pastor Estévez, 2018).

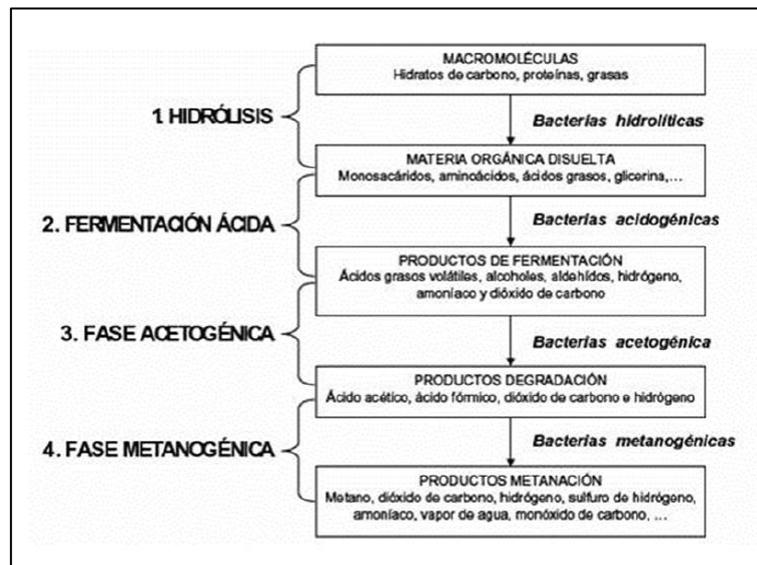


Figura 2: Etapas de la digestión anaerobia. Fuente: (Metcalf & Eddy, 2014a).

En el caso de sustratos orgánicos de estructura compleja, puede ser necesaria una etapa de desintegración (hidrólisis), en la que estos se transforman en otros compuestos más fácilmente degradables por los microorganismos (aminoácidos, ácidos grasos y azúcares), que serán utilizados en las posteriores etapas del proceso. Tras la hidrólisis, generalmente aumenta la solubilidad de los compuestos al transformarse la materia particulada más compleja en compuestos sencillos más solubles.

Cuando el alimento a los digestores anaerobios presente una elevada proporción de materia particulada, como ocurre frecuentemente con los fangos biológicos espesados, la hidrólisis se considera la etapa limitante del proceso (Appels, Baeyens, Degreève, y Dewil, 2008).

En la acidogénesis (Figura 3) se generan variedad de compuestos a partir de los productos de la hidrólisis, entre los que destacan compuestos ácidos y alcoholes, así como otros compuestos inorgánicos simples: H_2 y CO_2 .

Las reacciones de la etapa acidogénica ocurren en el interior celular de las distintas bacterias de los géneros que intervienen en esta etapa (*Clostridium*, *Eubacter*, etc.), que se denominan comúnmente bacterias fermentativas (Pastor Estévez, 2018).

La acetogénesis es la síntesis de ácido acético, y la etapa acetogénica recibe el nombre de esta. En esta etapa, se producen ácidos orgánicos que suponen los compuestos intermedios más relevantes para el proceso de digestión anaerobia: los ácidos grasos volátiles (AGV). Se suelen formar a partir de los productos de la hidrólisis o a partir de compuestos de la acidogénesis (dependiendo del género de bacteria).

La medida de los ácidos grasos volátiles es fundamental para el buen funcionamiento del proceso de digestión en una EDAR, ya que son compuestos intermedios necesarios por distintos géneros de bacterias que coexisten en el biorreactor. Además, los AGV son compuestos que contribuyen al carácter tamponador de la mezcla, evitando la acidificación del medio y, por tanto, la pérdida de capacidad de producción de biogás.

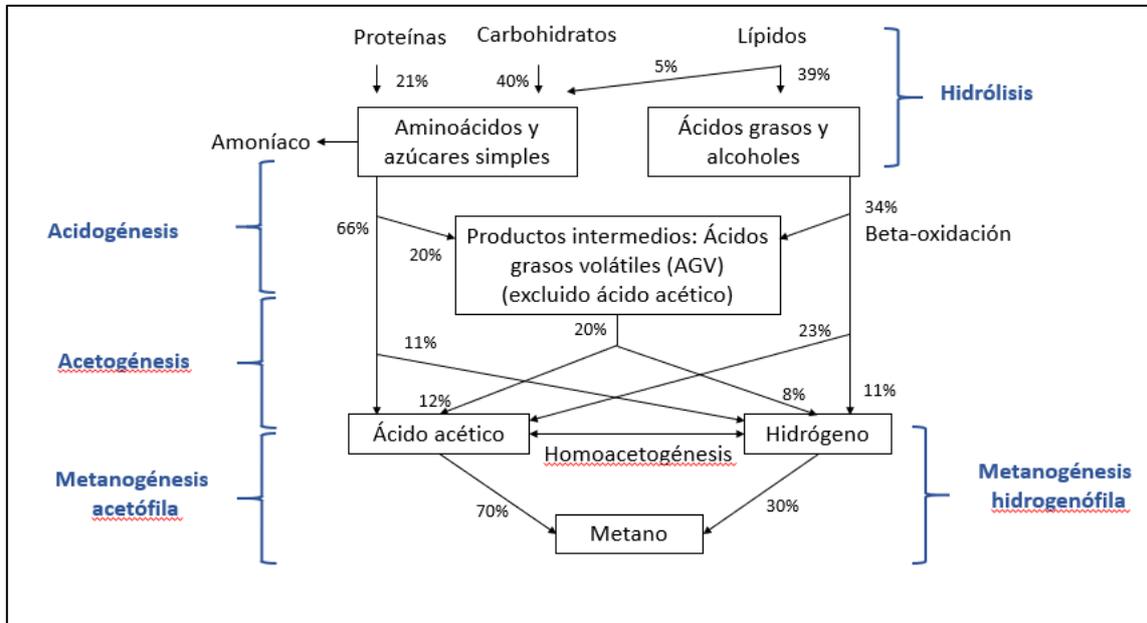


Figura 3: Etapas y compuestos intermedios de la digestión anaerobia. Fuente: Traducido de los autores (Pavlostathis y Giraldo, 1991).

La última etapa del proceso es la metanogénesis, fase en la que se produce la formación de metano. Se produce principalmente por dos grupos de microorganismos: los metanógenos hidrogenótrofos y los metanógenos acetoclásticos. Los primeros sintetizan el metano a partir de CO_2 y H_2 , y los segundos utilizan ácido acético como precursor para la síntesis del metano, como se puede apreciar en la Figura 3. La formación de metano a partir del ácido acético supone más de dos tercios de la producción (Pavlostathis y Giraldo, 1991).

Según (Pastor Estévez, 2018), las principales especies metanogénicas acetoclásticas son: *Methanosarcina* y *Methanosaeta* (*Methanotrix*). También defiende que las bacterias productoras de hidrógeno cobran una importante función en la transformación de compuestos orgánicos complejos en metano, ya que emplean ácidos grasos de cadena corta (propiónico, butírico, isobutírico, valérico e isovaérico), además de alcoholes.

Cabe destacar que para que la digestión anaerobia se lleve a cabo se produce un alto grado de simbiosis, que es la interdependencia nutritiva entre los distintos organismos que conviven en el digestor. Sin esta colaboración entre distintas especies, las reacciones serían energéticamente desfavorables. Es necesario que las bacterias productoras de hidrógeno actúen de manera sincrónica con las consumidoras de hidrógeno (organismos metanogénicos), de forma que la cinética biológica sea favorable, siendo imprescindible la presencia de H_2 .

5.2.1 Evolución de la digestión

Para dar cuenta de la importancia que ha cobrado la digestión anaerobia como aprovechamiento energético de residuos de EDAR en los últimos años, se ha realizado una búsqueda en el motor global de Google Scholar, buscando artículos que contengan todas las siguientes palabras “sludge anaerobic digestion methane production”. De esta manera, los artículos que contuvieran esas palabras fueron mostrados.

Tras ser ordenados por fecha de publicación, fueron graficados como muestra la Figura 4.

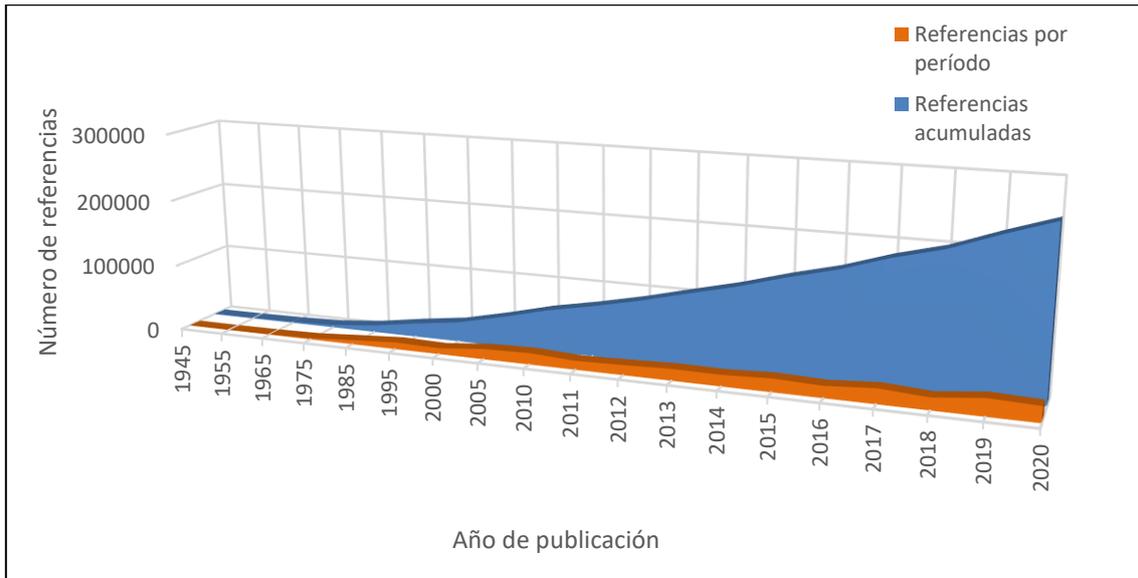


Figura 4: Evolución bibliográfica de publicaciones con las palabras “sludge anaerobic digestion methane production”. Motor de búsqueda: Google Scholar. Fuente: elaboración propia.

Como se puede apreciar, a partir del inicio del siglo XXI se produjo un incremento significativo de publicaciones, signo evidente de las diferentes ventajas que suponen los sistemas de digestión anaerobios.

5.3 Parámetros clave en la digestión anaerobia

Son distintos los parámetros que influyen significativamente en el proceso de digestión anaerobia, y han de mantenerse en alrededor de unos ciertos valores para maximizar la producción de biogás:

5.3.1 Tiempo de retención hidráulica (τ o TRH)

El tiempo de retención o tiempo de retención hidráulica se define como el tiempo necesario para renovar el todo el volumen de un reactor. Se obtiene dividiendo el volumen del reactor (V_R) entre el caudal (Q).

$$\tau \text{ (días)} = \frac{V_R \text{ (m}^3\text{)}}{Q \text{ (m}^3\text{/día)}} \quad (1)$$

Por lo general, conforme aumenta el tiempo de retención, aumentan los rendimientos de la digestión. No obstante, hay un valor óptimo que, una vez superado, provoca una disminución en la velocidad de producción de biogás por unidad de volumen.

Los valores más usuales de τ para el sistema de digestión anaerobia mesófila están entre 10 y 20 días (Metcalf & Eddy, 2014b). La digestión termófila puede emplear valores de τ más bajos, pero el sistema de depuración necesita más aporte de calor y es más inestable, con lo que su uso no está muy extendido.

5.3.2 Tiempo de retención celular (τ_c o TRC)

El TRC o tiempo de retención del lodo es un parámetro clave en sistemas de depuración con fangos activos. Se define como el peso de sólidos en suspensión en el sistema, dividido por el peso total de sólidos que abandonan el sistema (reactor biológico) en una unidad de tiempo (generalmente por día). El reactor biológico aerobio de una EDAR con fangos activos debe operar dentro de unos márgenes de este parámetro.

Si bien este parámetro no está directamente asociado al sistema de digestión anaerobio, es el parámetro que define la cantidad de sólidos que tiene el fango biológico a la entrada del espesador (donde entra el fango primario y fango secundario o biológico).

Por tanto, el tiempo de retención celular influye en la cantidad de sólidos (totales y solubles) que entra en la alimentación al digester anaerobio.

5.3.3 Temperatura

Es una de las variables determinantes de la digestión. Influye en la velocidad de crecimiento (reproducción) de los microorganismos bacterianos de forma exponencial, acelerando a nivel global la velocidad de consumo de sustrato.

Además, la temperatura también influye de manera exponencial en la velocidad de reacción de las reacciones bioquímicas que ocurren en los procesos biológicos. No obstante, todos los organismos vivos tienen un pequeño intervalo de temperatura en el que las reacciones ocurren a máxima velocidad.

El control de la temperatura de los digestores anaerobios es indispensable, ya que ante pequeñas variaciones de la temperatura se puede producir una disminución de algunos de los géneros presentes en el contenido del reactor. Cuando se descompensan demasiado las poblaciones, las velocidades de producción y consumo de hidrógeno no son las idóneas y se produce una desestabilización del digester.

En la práctica, gran parte (sino todo) el gasto térmico de una EDAR con tecnología de digestión anaerobia se sufraga con el aprovechamiento de los gases de escape tras su salida en los grupos de generación eléctrica.

5.3.4 pH

El pH se define como el negativo del logaritmo de la actividad de protones (H^+) en una determinada disolución. Un valor de 7 se considera neutro, mientras que una disolución con menor valor se considera de carácter ácido. Por el contrario, por encima de 7 se tienen disoluciones con carácter básico.

En las distintas etapas que ocurren durante la digestión anaerobia están presentes numerosas reacciones ácido-base, donde el pH puede hacer variar significativamente la velocidad de reacción. Por esto, se debe de hacer un seguimiento exhaustivo del pH en el digestor.

A pesar de ser un sistema muy tamponado (capaz de amortiguar cambios en el pH), variaciones del pH pueden indicar cambios que hagan evolucionar catastróficamente el microbiota del digestor. La mayoría de los grupos bacterianos tienen un pH de actividad óptima cercano a la neutralidad (Pastor Estévez, 2018):

- Fermentativos: entre 7,2 y 7,4
- Acetogénicos: entre 7,0 y 7,2
- Metanogénicos: entre 6,5 y 7,5

Si el pH aumenta en exceso, se favorece la formación de amoníaco; que puede actuar como inhibidor de la digestión en determinadas concentraciones. Si el pH baja, aumenta la producción de ácido acético no ionizado, también perjudicial para el proceso de digestión.

5.3.5 Alcalinidad volátil

La Medida de la alcalinidad representa la capacidad tampón que tiene el contenido del reactor (digestor anaerobio) y determina el contenido de diferentes compuestos como carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos de calcio, magnesio y sodio. Se expresa en $mg\ CaCO_3/L$. Se establece que valores comprendidos entre 2500 y 5000 $mg\ CaCO_3/L$ permiten al digestor dar una buena respuesta frente a incrementos del contenido en ácidos grasos volátiles (McCarty, 1964).

Este parámetro está estrechamente relacionado con la capacidad tamponadora del medio presente en el digestor, y, por tanto; la capacidad de amortiguar cambios de pH durante anomalías en la operación.

5.3.6 Acidez volátil

La acidez de una sustancia se define como la capacidad de reaccionar con una base fuerte a un determinado pH. La acidez volátil se debe a los ácidos grasos volátiles (AGV) que son los ácidos acético, propiónico, butírico, isobutírico, valérico e isovalérico (Pastor Estévez, 2018).

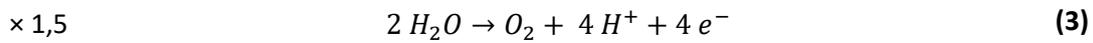
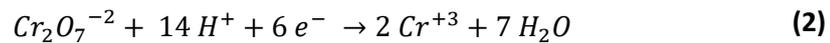
Como ya se ha expuesto, la concentración de ácidos grasos volátiles en el digestor es uno de los parámetros más reactivos, es decir, que más rápidamente se modifica; ante variaciones en el digestor.

Un aumento en la concentración de AGV suele indicar una sobrecarga en la alimentación o una inhibición de la actividad de las bacterias metanogénicas.

5.3.7 Demanda química de oxígeno (DQO)

Este parámetro da cuenta de la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar la materia orgánica presente en una muestra de agua, por vía química (ecuaciones 2 y 3). Para cuantificar la DQO en el laboratorio, se oxida la materia orgánica contenida en el agua con dicromato potásico en medio ácido, en presencia de sulfato de mercurio y sulfato de plata (el último actúa como catalizador).

La materia orgánica contenida en el agua, en presencia del dicromato y en medio ácido, se deja reaccionar durante 2 horas a 150 °C, para asegurar una oxidación total de la muestra.



Como se puede observar en las ecuaciones 2 y 3, cada molécula de dicromato consume 6 electrones al reducirse, mientras que cada molécula de oxígeno consume 4 electrones.

Por tanto, cada mol de $Cr_2O_7^{-2}$ consumido equivale a 1,5 mol de O_2 . De esta manera se relaciona el oxidante (dicromato) con el oxígeno necesario para oxidar por completo toda la muestra.

La cantidad de oxidante que queda sin reaccionar se calcula mediante volumetría, empleando Sal de Mohr. El oxidante consumido se obtiene por diferencia.

Por lo general, es más común determinar la DQO empleando kits comerciales con los reactivos preparados, donde la medida de la demanda química de oxígeno se determina midiendo la absorbancia de las cubetas tras introducir la muestra y dejarlas reaccionar según indica el fabricante.

5.4 Codigestión anaerobia del fango

La digestión anaerobia en una EDAR consiste en el tratamiento biológico del fango mixto, con el fin de estabilizarlo para su posterior aprovechamiento, obteniendo biogás como producto principal del proceso.

La codigestión anaerobia se fundamenta en la incorporación de nuevos sustratos denominados cosustratos que aportan un gran contenido de materia orgánica al fango mixto en el proceso de digestión anaerobia. Por lo general, se emplean residuos orgánicos rápidamente biodegradables, ajenos a la EDAR.

Al producto obtenido tras la codigestión se le denomina codigestato: un lodo codigerido con menor carga orgánica, en el que se encuentran los compuestos más difíciles de degradar.

La carga orgánica se define como la cantidad de materia orgánica por unidad de volumen y tiempo. depende del tiempo de retención hidráulico y de la concentración de sustrato (gramos de sólidos en suspensión volátiles).

Mediante la combinación de distintos cosustratos orgánicos, se puede lograr aumentar el potencial de producción de biogás y aportar un extra de estabilidad al sistema de digestión. Por lo general, este incremento se debe a que una mayor variedad de sustratos y cosustratos consiguen aumentar la variedad de productos intermedios, fortaleciendo la interacción de distintas especies involucradas en el proceso de digestión anaerobia.

Un ejemplo de sinergia con los cosustratos empleados es el de los residuos ganaderos y excedentes o sobras de alimentos. Por una parte, las sobras de alimentos suponen una inyección de materia orgánica fácilmente degradable muy concentrada, pero aportan una baja cantidad de micronutrientes; mientras que los residuos ganaderos (generalmente purines) aportan una baja relación de materia orgánica, pero una elevada concentración de micro y macronutrientes. Este aporte por parte de los purines suele ser esencial para el crecimiento de los microorganismos anaerobios, y fundamental para aumentar la capacidad tampón del medio en el digestor (Pastor Estévez, 2018); evitando así gran parte de problemas derivados por acidificación.

En su trabajo, (Campos, 2001) determina que la mezcla de ambos tipos de cosustratos da lugar a mayores producciones de biogás, habiéndose desarrollado el proceso de codigestión de manera más estable que con los cosustratos por separado.

De esta forma, la codigestión permite incrementar una fuente de energía de carácter renovable como es el biogás obtenido a partir de la digestión anaerobia, empleando residuos que habrían de sufrir otro proceso de estabilización o gestión medioambiental. Además, como subproducto se obtiene el codigestato, que tras ser procesado (deshidratado) puede ser aplicado en agricultura bajo condiciones controladas, ya que tiene propiedades como fertilizante orgánico.

No obstante, antes de implantar un sistema de codigestión anaerobia es conveniente realizar un estudio teniendo en cuenta una serie de medidas preventivas y de control, que afiancen la estabilidad y calidad del proceso:

- Realizar un seguimiento del proceso de digestión anaerobia, que permitirá comparar los resultados obtenidos con los distintos cosustratos.
- Desarrollar distintos ensayos con los cosustratos por separado y distintas mezclas de estos, identificando las mezclas que más aumenten la producción de biogás.
- Plantear un procedimiento (documental y de operación) que facilite la toma de decisiones para la aceptación y posterior gestión de los cosustratos.

5.5 Biogás

El producto de valor añadido obtenido en el proceso de digestión anaerobia recibe el nombre de biogás, ya que es obtenido a través de un proceso biológico. Esta mezcla gaseosa es rica en metano, aprovechable energéticamente.

5.5.1 Composición del biogás

Aunque la composición puede variar significativamente en función de su forma de obtención, el biogás está compuesto en su mayoría por metano y dióxido de carbono, un pequeño porcentaje de sulfuro de hidrógeno (<2 % H₂S) y trazas de otros gases (N₂, NH₃, H₂, etc.). Algunos de estos gases que se encuentran en menor proporción, como los compuestos con azufre, deben ser eliminados para poder aprovechar energéticamente el biogás generado.

En la Figura 5 se muestra la equivalencia entre 1 m³N de biogás y otros combustibles, para un mismo poder calorífico, según el Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas (CIEMAT).

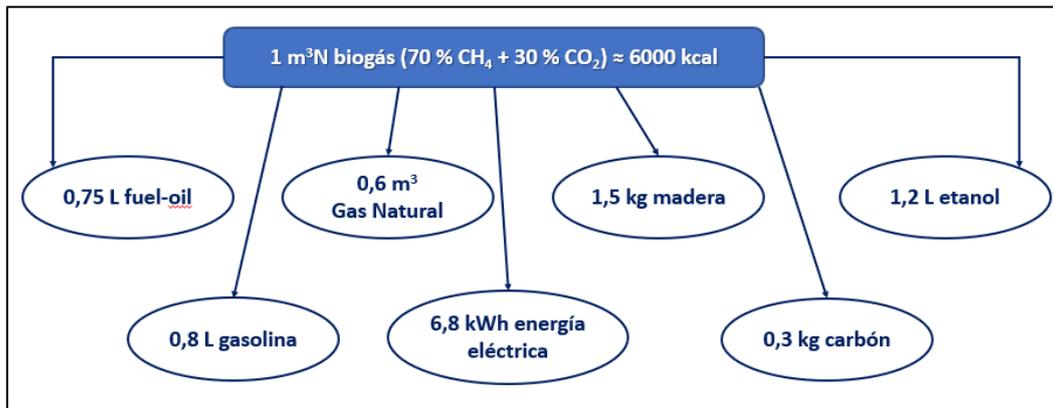


Figura 5: Equivalencia entre biogás y distintos combustibles. Fuente: (CIEMAT, julio 2020)

El principal componente aprovechable energéticamente en el biogás es el metano, por lo que el poder calorífico de la mezcla depende directamente de la concentración de este.

5.5.2 Línea de gas de una EDAR

A continuación, se describen las partes de la planta depuradora encargadas de generar y aprovechar el biogás generado. La Figura 6 muestra un esquema con una de las configuraciones más habituales.

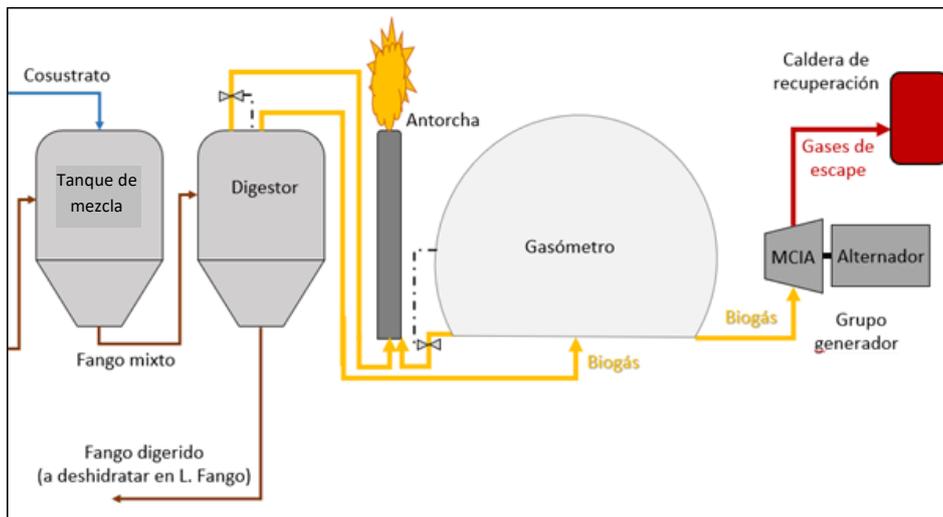


Figura 6: Esquema de la línea de gas de una EDAR. Fuente: elaboración propia

- **Tanque de mezcla**

Este depósito recibe la entrada del fango proveniente de los espesadores de fango (sustrato), donde se ha concentrado el fango primario y secundario. Este depósito está agitado, de modo que la entrada al digestor sea lo más homogénea posible.

Si la planta realiza codigestión, el cosustrato suele incorporarse en este depósito. Su contenido se mantiene a una temperatura cercana a la del digestor para evitar oscilaciones de temperatura en este.

- **Digestor**

Es el reactor biológico donde se produce la digestión. Debe tener un volumen de fango en digestión tal que permita mantener el tiempo de retención de diseño, a la vez que debe haber un volumen ocupado por el biogás generado. Por ello, el digestor debe de ser totalmente estanco.

Es importante que el digestor disponga de un mecanismo para evacuar las espumas que se puedan generar, evitando la contaminación del biogás generado.

El tipo de reactor más común es el reactor continuo de tanque agitado (CSTR), un recipiente que se supone agitado perfectamente (misma conversión y concentración en todo el volumen) y con caudal de entrada igual a la de salida, de forma que se mantiene constante el volumen del reactor.

El digestor debe contar con un sistema de intercambio de calor, de forma que la temperatura de su interior se mantenga en el rango de diseño, en este caso, temperatura mesófila. Este sistema suele ser externo, ya que esta disposición facilita su mantenimiento.

- **Sistemas de protección contra sobrepresión y antorcha**

La línea de gas está diseñada de tal forma que, si el consumo de biogás es menor que la producción, el exceso se acumula en el gasómetro, guardándose para su posterior uso. No obstante, si la producción de biogás supera al consumo durante el tiempo suficiente, el exceso de presión tanto en el gasómetro como en el digestor podrían poner en riesgo la instalación.

Por este motivo, distintas válvulas de alivio se encargan de evacuar el exceso de biogás cuando la presión excede un determinado valor. Esta corriente de exceso se desvía a la antorcha, donde el combustible se quema.

La misión de la antorcha como mecanismo de seguridad en instalaciones con gases inflamables y explosivos es doble: evitan la acumulación de gases peligrosos y contribuyen a amortiguar los efectos en el cambio climático.

Por una parte, muchos gases combustibles o explosivos son más densos que el aire (no es el caso del metano), por lo que una descarga de estos al exterior permitiría su acumulación en zonas cercanas al suelo, incrementando el riesgo de accidentes.

Por otra parte, gran mayoría de estos combustibles tienen un Global Warming Potencial (GWP) superior a la unidad. El GWP es un parámetro que compara la capacidad de contribución al efecto invernadero de una determinada sustancia, comparada con el CO₂, en masa. El metano, principal componente del biogás tiene un GWP de 12, por lo que 1 kg de metano produciría el mismo efecto

invernadero que 12 kg de CO₂. Por ello, es importante que haya una combustión completa del exceso de biogás en la antorcha.

- **Gasómetro**

Al ser tanto el consumo como la producción de biogás variables en el tiempo, el gasómetro se encarga de almacenar el biogás generado y amortiguar los desfases entre producción y consumo de biogás. De esta forma, se puede desacoplar durante un determinado tiempo el consumo de gas de su producción, haciendo que el sistema de cogeneración sea más flexible.

- **Grupo generador y caldera de recuperación**

Por lo general, en las plantas depuradoras con cogeneración a partir de biogás, se suelen emplear motores de combustión alterna, ya que permiten una mayor modulación de la potencia mecánica, y por tanto, de la potencia eléctrica producida.

En muchos casos es necesario dotar al motor generador de filtros para evitar la combustión de las impurezas que contiene el biogás, cumpliendo la normativa vigente y prolongando la vida útil del motor. La potencia mecánica generada se transforma en energía eléctrica mediante un alternador, que es usada en la planta para los distintos procesos. El exceso de producción eléctrica puede inyectarse a la red, obteniendo más rendimiento económico.

Por lo general, los sistemas generadores poseen una caldera de recuperación que se encarga de aprovechar los gases de escape del motor. Estos gases calientes se hacen circular por un intercambiador de calor para generar vapor, que es empleado para mantener la temperatura de diseño del digestor.

6 MATERIALES Y MÉTODOS

6.1 Caracterización del fango

La determinación de los distintos parámetros del fango que han sido empleados a lo largo del trabajo se ha hecho de la siguiente forma:

6.1.1 Medida de sólidos totales (ST)

El concepto de “sólidos totales” incluye la materia sedimentable (en suspensión y coloidal) y la materia disuelta en el agua.

Para la determinación de los sólidos totales se pesa el residuo presente en un recipiente tras la evaporación de una muestra y el posterior secado en una estufa a 105 °C (Figura 7) hasta que el peso obtenido sea constante.



Figura 7: Residuo seco remanente tras la evaporación, para la determinación de sólidos en suspensión totales (ST) del fango.

El cálculo de sólidos totales (en porcentaje en masa) se detalla en la ecuación 4:

$$ST (\%) = \frac{m_{\text{residuo}}}{m_{\text{muestra}}} \cdot 100 = \frac{m_1 - m_{\text{crisol}}}{m_{\text{muestra}} - m_{\text{crisol}}} \cdot 100 \quad (5)$$

Siendo:

m_{crisol} : masa del crisol.

m_{muestra} : masa del crisol más la muestra de fango a analizar.

m_1 : masa de la muestra tras su evaporación en estufa a 105 °C.

6.1.2 Medida de sólidos volátiles (SV)

Los sólidos en suspensión volátiles equivalen aproximadamente a la fracción de materia orgánica contenida en la fracción sólida de una determinada muestra de agua residual, fango o residuo industrial. Los SV son una buena aproximación para obtener la fracción de biomasa presente en una determinada muestra de fango.

Para determinar los SV de una muestra de fango (ecuación 5) es preciso determinar antes los ST. El crisol seco que contiene el residuo al haber determinado ST, cuya masa es m_1 , se introduce en una mufla a 550 °C durante una hora. Al calentar el fango a esta temperatura, la materia orgánica se descompone en agua y dióxido de carbono, que se evaporan. No obstante, es importante que el incremento de temperatura se haga “en rampa”, aumentando gradualmente la temperatura para evitar problemas de combustión de distintos componentes.

La Figura 8 muestra los crisoles tras el proceso de incineración en la mufla. El residuo remanente recibe el nombre de sólidos no volátiles (SNV). Después de este proceso, suele haber un cambio significativo del color del residuo, tornándose más claro.



Figura 8: Residuo remanente tras la calcinación en mufla. Determinación de sólidos en suspensión volátiles (SV) del fango.

La pérdida de masa tras la mufla corresponde a los sólidos volátiles contenidos en la muestra analizada inicialmente:

$$SV (\%) = \frac{m_{\text{calcinada}}}{m_{\text{muestra}}} \cdot 100 = \frac{m_1 - m_2}{m_{\text{muestra}} - m_{\text{crisol}}} \cdot 100 \quad (6)$$

Donde:

m_{crisol} : masa del crisol.

m_{muestra} : masa del crisol más la muestra de fango a analizar.

m_1 : masa de la muestra tras su evaporación en estufa a 105 °C.

m_2 : masa de la muestra tras la calcinación en mufla a 550 °C.

Con frecuencia, los sólidos volátiles se suelen representar en base seca (BS). Este valor hace referencia al porcentaje de sólidos totales que se corresponde con los volátiles. La ecuación 6 muestra su cálculo.

$$SV_{BS} (\%) = \frac{SV (\%)}{ST (\%)} \cdot 100 \quad (7)$$

6.1.3 Determinación de la alcalinidad volátil

El método empleado para la determinación de la alcalinidad es una volumetría descrita en Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (Rice, Baird, & Eaton, 2017).

El procedimiento comienza con una muestra de 25 mL de fango, a la que se le añade 100 mL de agua en un vaso de precipitados para facilitar la agitación y la homogeneidad durante la valoración. Se mide el pH inicial, debiendo ser lo más cercano a la neutralidad si el fango está en buen estado.

Posteriormente, comienza la valoración con ácido fuerte (en este caso ácido sulfúrico 0,1 N). A medida que se añade ácido el pH disminuye hasta llegar a 4, punto en el que se detiene la valoración y se anota el volumen de ácido empleado. Es preciso destacar que debido a las propiedades tamponadoras del fango, el valor del pH tarda varios minutos en estabilizarse.

La alcalinidad se obtiene de acuerdo con la ecuación 5:

$$\text{Alcalinidad volátil} \left(\frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}} \right) = \frac{A \cdot N \cdot 50000^1}{M} \quad (8)$$

Donde:

A : mL de valorante (ácido sulfúrico, H_2SO_4) empleado en la valoración

N : Normalidad de la disolución de ácido

M : 25 mL de muestra a analizar

6.1.4 Determinación de la acidez volátil

Para cuantificar la acidez volátil se realiza una valoración con una base fuerte (NaOH), partiendo de la muestra de fango con un pH igual a 4. El método empleado es el de (Rice, Baird, & Eaton, 2017).

Es conveniente determinar previamente la alcalinidad volátil de la muestra, ya que de esta manera se aprovecha la disolución a pH 4 que supone el fin de la valoración de la alcalinidad como partida para la determinación de la acidez volátil.

¹ Este valor (50000) es una constante de equivalencia. Según (Rice, Baird, & Eaton, 2017) 1 mL de disolución 0,1000 N equivale a 5.00 mg de CaCO_3 . De esta manera se puede expresar el resultado en concentración másica conociendo las concentraciones molares (normalidad o molaridad) del ácido empleado.

El valorante se va añadiendo hasta que la muestra de fango alcanza un valor de pH igual a 7, punto en el cual se detiene la valoración. El volumen de valorante empleado se anota, calculándose la acidez de la siguiente forma:

$$\text{Acidez volátil} \left(\frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}} \right) = \frac{B \cdot N \cdot 50000}{M} \quad (9)$$

Donde:

B: mL de valorante (base, NaOH) empleada en la valoración

N: Normalidad de la disolución de ácido

M: 25 mL de muestra a analizar

6.1.5 Determinación de la demanda química de oxígeno (DQO)

La determinación de la demanda química de oxígeno se ha realizado con kits de laboratorio de DQO de alto rango (500 a 10000 mg/L), de la marca comercial *Supelco* (ref. HC025845 1.14555.0001), que aparece en la Figura 9.

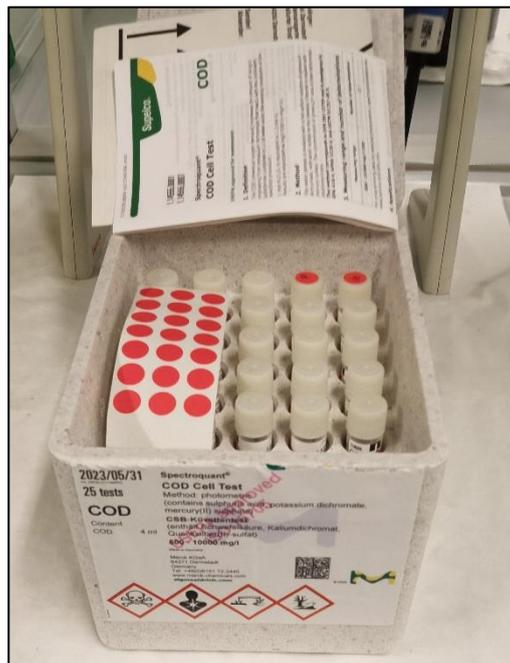


Figura 9: Kits de 25 tubos de ensayo para DQO de la marca comercial *Supelco* (500 a 10000 mg/L)

Siguiendo el procedimiento del kit, se introduce 1 mL de muestra en el tubo de ensayo, previa agitación por balanceo. Posteriormente se introduce en el termorreactor (*Thermoreaktor TR300*, de la marca comercial *MERCK*; Figura 10) durante dos horas y tras su enfriamiento, las muestras se introducen en el espectrofotómetro para medir su absorbancia y relacionarla con el valor de la demanda química de oxígeno, ya calibrada para el kit en cuestión.



Figura 10: Termorreactor empleado en la determinación de la DQO

Las muestras a las que se les ha medido la demanda química de oxígeno total (sin filtrar) han sido diluidas en un factor de 1:3 hasta 1:10, ya que se introducen alícuotas de 1 mL al tubo de ensayo. Las muestras de DQO soluble, formadas por la disolución que atraviesa un filtro de poro 0,45 μm ; se introdujeron en los tubos de ensayo sin diluir. Los filtros empleados pertenecen a la marca comercial *BRANCHIA* (ref. *SFMC-245-100*), que aparecen en la Figura 11.



Figura 11: Filtros de fibra de vidrio 0,45 μm *BRANCHIA* (ref. *SFMC-245-100*) para jeringa

6.1.6 pH

La medición y el control del pH durante todo el trabajo se ha hecho con un pH-metro DELTA OHM® HD 2305.0, de electrodo de vidrio. Es el tipo de electrodo selectivo de iones más común.

Los valores de pH medidos se indican en las tablas que corresponden a los ensayos en sus respectivos puntos.

6.2 Ensayo de Potencial Bioquímico de Metano

La determinación del Potencial Bioquímico de Metano (PBM) se realiza mediante un método que emplea ensayos en discontinuo, realizados en condiciones anaerobias y a una temperatura controlada. Este tipo de ensayo permite obtener información acerca de la biodegradabilidad de una determinada mezcla de sustancias (cosustrato) y su capacidad para la producción de biogás. Posteriormente, se analiza la composición del biogás generado y se calcula la producción de metano.

6.2.1 Objetivo del ensayo de Potencial Bioquímico de Metano

La finalidad de este ensayo es cuantificar la fracción de un residuo sólido orgánico que puede ser digerido de forma anaerobia y determinar su poder metanogénico, es decir, su capacidad para producir metano.

El PBM se puede expresar como el volumen de metano producido en condiciones normales (0 °C y 1 atm) por la cantidad de residuo alimentado (en kg SS). Comúnmente se emplea la fracción de sólidos volátiles (SV) como base para expresar la materia orgánica biodegradable debido a la complejidad y la variabilidad de los residuos empleados, permitiendo comparar así la generación de biogás de muestras de distinta naturaleza.

6.2.2 Parámetros clave en el desarrollo de los test PBM

A continuación, se detallan las distintas variables que influyen en el desarrollo de los ensayos PBM, así como el valor o intervalo de trabajo empleado para cada uno de ellos.

- **Duración de los ensayos**

El PBM se define como la producción específica última de metano para un tiempo de degradación infinito. No obstante, en la práctica, los ensayos tienen una duración finita. La duración recomendada por (Angelidaki, et al. 2009) es de 36 días, y en trabajos como el de (Julio Guerrero, Peláez Jaramillo, & Molina Pérez, 2016) se mantiene esta duración. Por otra parte, (Pastor Estévez, 2018) emplea una duración de 21 días en sus ensayos.

Debido a distintas complicaciones, descritas en el apartado 6.2.5 Problemas durante la realización del PBM, la duración de los ensayos fue de 14 días.

- **Temperatura**

Para el desarrollo de los distintos ensayos PBM se ha fijado la temperatura a la cual se lleva a cabo el ensayo en continuo CSTR, correspondiente al codigestor anaerobio a escala laboratorio. Esta se ha fijado en 37 °C, en condiciones mesófilas, que son las más ampliamente usadas en plantas a escala real (por tradición y por cuestiones económicas).

- **Inóculo**

Es el componente esencial de los ensayos PBM, imprescindible ya que es la principal fuente de biomasa metanogénica activa. Contiene los distintos géneros de microorganismos implicados en la digestión anaerobia. Se ha empleado fango del digestor anaerobio de una EDAR.

- **Sustrato**

Es el principal alimento de los microorganismos, siendo una fuente de materia orgánica. Se incorpora al comienzo de cada ensayo. El sustrato empleado es fango mixto procedente de la misma EDAR de la cual procede el inóculo.

- **Cosustrato**

Se trata de las sustancias o residuos cuya biodegradabilidad y potencial para generar metano se quiere determinar.

Tradicionalmente se utilizan residuos de escaso valor económico o cuya gestión necesita de inversión económica, como restos de alimentos (frutas y hortalizas en mal estado, restos de zumos, residuo del deshuesado de aceituna de mesa, etc.); restos animales (sangre de matadero, purines) o residuos industriales con alta carga orgánica (algunas aguas de limpieza, excedentes de fabricación, etc.).

En este TFM se ha empleado como cosustrato almidón, glucosa y una mezcla de ambos.

- **Relación sustrato más cosustrato / microorganismos**

Las sustancias que las bacterias metanogénicas pueden emplear para formar metano son muy reducidas (ácido acético, ácido fórmico, CO₂, H₂, metanol, etc.). Sin embargo, la presencia de grupos no metanogénicos en el seno del digestor anaerobio, que son capaces de hidrolizar o fermentar un amplio abanico de compuestos, permite una gran variedad de cosustratos a emplear en la codigestión.

Debido al uso de diferentes residuos y a la variedad en la composición de estos, se emplea la relación sustrato-microorganismos, o relación sustrato-inóculo (ISR del inglés Inoculum to Substratum Ratio). Aunque el ISR no suele tener un papel importante en los protocolos normalizados actuales (Angelidaki, *et al.* 2009), los resultados de biodegradabilidad de los distintos cosustratos se ven fuertemente afectados por el valor de ISR (Pastor Estévez, 2018). El ISR se calcula a partir de los valores de SV de sustrato, cosustrato e inóculo; de la siguiente forma:

$$ISR = \frac{g (SV_{sustrato}) + g (SV_{cosustrato})}{g SV_{inóculo}} \quad (10)$$

Tras intentar un primer ensayo PBM con una relación parecida a la del trabajo de (Pastor Estévez, 2018) (0,5 g SV_{s+c}/g SV_i), se optó por incrementar el valor a 1; debido a un problema de medida de presión, descrito en el apartado 6.2.5 Problemas durante la realización del PBM.

6.2.3 Procedimiento seguido en los ensayos PBM

Antes de dar comienzo los test PBM, es recomendable que tanto el inóculo como el sustrato pasen al menos tres días en una estufa a la temperatura del ensayo (37 °C). Este tiempo es suficiente para readaptar el fango a la temperatura del ensayo.

Para la realización de los ensayos PBM se emplean a modo de pequeños reactores, frascos de borosilicato de 250 mL (con un volumen efectivo de 307 mL), usados generalmente para toma de muestras (Figura 12). Los botes quedan cerrados herméticamente gracias a un tapón agujereado y un séptum, que permite mantener la estanqueidad una vez se ha perforado con una aguja para realizar las medidas de presión. Los frascos se han marcado para identificar qué cosustrato se incorpora en cada muestra. Los ensayos se han realizado por duplicado.

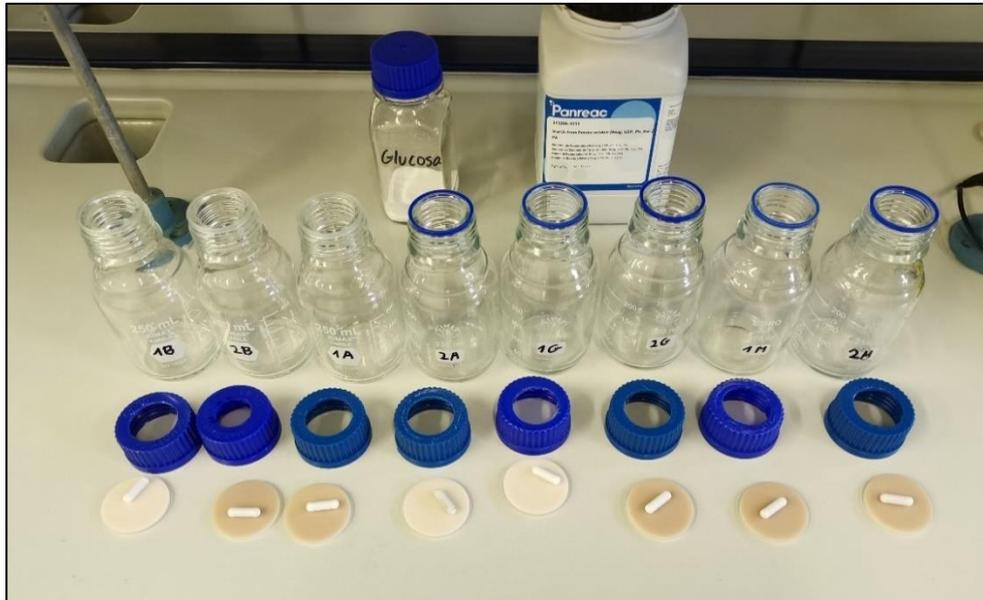


Figura 12: Preparación de los microdigestores para el ensayo PBM-1

Posteriormente, en función del ISR escogido en cada ensayo se dosifica el inóculo, y a partir del volumen de inóculo, se obtienen las dosificaciones de sustrato y cosustrato. Para facilitar la dosificación de los distintos cosustratos (almidón y glucosa) se prepararon dos disoluciones con concentración 10 g/L de sendos cosustratos, así como una disolución con 5+5 g/L de almidón más glucosa, respectivamente. De esta manera, dosificando el mismo volumen se obtenía el mismo ISR.

En el apartado 7.2 se recoge los cálculos y dosificaciones para determinar el ISR y volúmenes a introducir en los microrreactores de los test PBM realizados.

En la Figura 13 aparece una fotografía con los frascos tras la dosificación del inóculo, sustrato y cosustrato; justo antes del comienzo de un test PBM.



Figura 13: Microdigestores del ensayo PBM-1 tras su dosificación

Se realizaron dos ensayos PBM (PBM-1 a ISR 0,5 y PBM-2 a ISR 1,0 aproximadamente). Para cada ensayo se prepararon 8 microdigestores, introduciéndose las siguientes mezclas:

- 2 microdigestores con Inóculo + fango mixto (sustrato)
- 2 microdigestores con Inóculo + fango mixto (sustrato) + almidón (cosustrato)
- 2 microdigestores con Inóculo + fango mixto (sustrato) + glucosa (cosustrato)
- 2 microdigestores con Inóculo + fango mixto (sustrato) + mezcla glucosa y almidón (cosustrato)

Las muestras marcadas como 1B y 2B se corresponden con las muestras de referencia o en blanco, mientras que las marcadas con 1A y 2A se corresponden con el almidón como cosustrato. De la misma manera, 1G y 2G fueron dosificadas con glucosa; por último, 1M y 2M recibieron la mezcla de ambos cosustratos: almidón (*Panreac Starch from Potato soluble (Reag. USP, Ph. Eur.) for analysis*) y glucosa (*Panreac D-Glucopiranos (D(+)-Glucosa 1-hidrato (USP, BP, Ph. Eur. puro))*).

Se probaron diferentes volúmenes de inóculo-sustrato (S)-cosustrato (CS) para cada ensayo PBM.

Tras la dosificación de los distintos componentes en cada una de las muestras, se introduce un imán agitador (cuyo volumen es de 3 mL) y los frascos se cierran herméticamente, poniendo el séptum entre el borde de las botellas y los tapones.

Seguidamente, los microdigestores se introducen en una estufa (Figura 14) a una temperatura constante de 37 °C. Las muestras permanecen bajo agitación constante.



Figura 14: Estufa de incubación con los frascos del ensayo PBM.

Cada día del ensayo se mide el valor de presión generada dentro de las botellas y se anota en una hoja de cálculo donde se realiza el seguimiento. Para mantener la estanqueidad se pincha el séptum con una aguja, que permite determinar la presión dentro de la botella con un medidor digital. En apartado 6.2.5 se describen los dos medidores empleados en esta parte del trabajo.

Tras anotar el valor de presión, los frascos se dejan unos segundos con una aguja en contacto con el exterior (frasco de la derecha en la **Figura 15**), vaciándose por completo. Para asegurar que se vacían por completo, se comprueba que la presión manométrica es prácticamente 0 antes de introducirlos en la estufa hasta el día siguiente para volver a tomar otra medida.

Antes y después del ensayo, se determina el contenido de ST y SV de cada microreactor para determinar el rendimiento de eliminación de sólidos.



Figura 15: Medidas de presión de los test PBM

6.2.4 Producción de biogás de los PBM

La producción de biogás es un parámetro significativo de la biodegradabilidad, ya que los gases producidos son el producto metabólico final de las bacterias anaerobias. La medida de presión de los test PBM se convierte a moles (o volúmenes) producidos utilizando la ecuación de los gases ideales.

Primero es necesario determinar el volumen libre (Figura 16) que el biogás puede ocupar al ser producido.

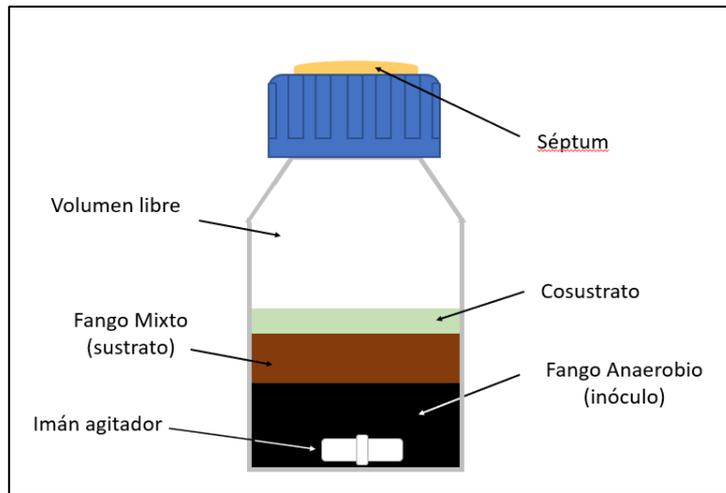


Figura 16: Esquema de un microdigestor PBM. Fuente: elaboración propia.

El volumen libre se obtiene por diferencia:

$$V_{libre} = V_{total} - V_{inóculo} - V_{sustrato} - V_{cosustrato} - V_{agitador} \quad (11)$$

Siendo:

V_{libre} : volumen ocupado por el biogás.

V_{total} : volumen útil de los frascos de borosilicato (307 mL).

$V_{inóculo}$: volumen de inóculo dosificado en cada ensayo.

$V_{sustrato}$: volumen de sustrato dosificado en cada ensayo.

$V_{cosustrato}$: volumen de cosustrato dosificado en cada ensayo.

$V_{agitador}$: volumen del imán agitador (3 mL).

En la Tabla 12 del apartado 7.2, aparecen los volúmenes libres de cada uno de los frascos en los dos ensayos. Hay que tener en cuenta que los test PBM de referencia o blancos, al no incluir cosustrato, tienen un volumen libre mayor (154 mL en el primero y 244 mL en el segundo ensayo).

Suponiendo que la solubilidad del metano en el medio es despreciable y que la temperatura del ensayo (37 °C) se mantiene constante durante la medida, el aumento de presión se puede relacionar con un

aumento en el número de moles del sistema. A modo de ejemplo, se incluye la relación entre presión medida (mbar) y milimoles producidos, para los frascos del ensayo PBM-2 que llevaban cosustrato:

$$n = \frac{VP}{RT} = \frac{244 \cdot 10^{-6} (m^3) \cdot 100 \left(\frac{Pa}{mbar}\right)}{8,314472 \left(\frac{Pa \cdot m^3}{mol \cdot K}\right) \cdot 310,15 (K)} \cdot P_{PBM}(mbar) \quad (12)$$

$$n (mol) = 9,462 \cdot 10^{-6} \cdot P_{PBM}(mbar) \quad (13)$$

De esta manera, para cada ensayo, la producción en moles de biogás se determina multiplicando una constante que depende del volumen total dosificado en cada frasco por la presión medida en cada frasco.

6.2.5 Problemas durante la realización del PBM

El principal inconveniente a la hora de dar comienzo el ensayo PBM fue la ausencia del material específico para esta prueba en el laboratorio, debido a retrasos en los envíos derivados de la sobrecarga de empresas de paquetería por la pandemia. En abril se realizó el pedido con los tapones perforados, los séptums y el medidor de presión. A las pocas semanas llegaron los séptums, pero en ningún momento llegaron los tapones. Por ello, fue necesario taladrar los tapones disponibles en el laboratorio.

Inicialmente, se fue agujereando un tapón con las distintas coronas de taladro disponibles en el laboratorio (Figura 17), comprobando la hermeticidad antes de aumentar el diámetro de la siguiente corona.



Figura 17: Taladrado de los tapones para PBM

La estanqueidad de los frascos se comprobaba introduciendo ácido acético y bicarbonato de sodio, generando una sobrepresión en su interior. El séptum de ese frasco se hinchaba, y tras comprobar con

agua jabonosa que no salía aire por las juntas (tapón-frasco y séptum-tapón) se sumergían en agua para comprobarlo de otra manera.

Finalmente, todos los tapones se taladraron con $\varnothing 32$ mm y se comprobó que todos fueran estancos.

Por otra parte, la llegada del medidor de presión recomendado para los test PBM se retrasó hasta el 17 de julio, por lo que hubo que buscar una manera de medir la presión de los frascos. El principal problema era que, al ser la primera vez, no se sabía qué presión podían acumular.

Inicialmente se utilizó el medidor digital *Testo 440 dP*, empleado usualmente para medir el nivel de colmatación de filtros en UTA (Unidades de Tratamiento de Aire) determinando la presión diferencial con tubos de pitot. Fue necesario modificar el medidor añadiéndole a una de las tomas de presión diferencial un tubo con una aguja hipodérmica, como se puede ver en Figura 18.



Figura 18: Medidor de presión *Testo 440 dP*

De esta manera un tubo permanecía abierto a la atmósfera y otro conectado al tubo con la aguja, permitiendo leer la presión manométrica en cada frasco PBM.

El problema fue que el rango máximo de medición del *Testo 440 dP* era de ± 150 mbar. Durante el primero de los ensayos PBM se alcanzó en varias ocasiones el tope de rango (“*overrange*”), provocando incertidumbre en la medida, lo que no permitía sacar conclusiones con esas medidas al no saber en qué valor se superaba el tope.

Por ello, fue necesario rediseñar el ensayo PBM con una menor dosificación de fango, lo que aumentaba el volumen libre y favoreció que la presión acumulada en los frascos fuera menor.

Aun así, durante el segundo ensayo PBM se superaron los 150 mbar de presión en algunas muestras tras un fin de semana (sólo hay una medida en tres días), pero en ese momento ya había llegado el medidor pensado originalmente para los test PBM, un *GREISINGER GMH S100 Series*, transductor de presión que permite tarar en función de la presión ambiental de cada día, así como registrar la presión máxima medida. El sensor acoplado al transductor tenía un rango de medida recomendado de 1 bar manométrico, lo que permitía realizar todas las medidas del test PBM sin problema. Además, cuenta con un adaptador para aguja hipodérmica, como se puede ver en la Figura 19.



Figura 19: Transductor de presión *GREISINGER GMH S100 Series*, con sensor de 1 bar y adaptador para aguja hipodérmica.

6.3 Reactor continuo de tanque agitado a escala laboratorio

Para la consecución del objetivo principal del trabajo, fue necesario realizar el montaje de un sistema de digestión y codigestión anaerobia a escala laboratorio.

A continuación, se detalla el montaje realizado:

6.3.1 Montaje experimental: CSTR

La configuración adoptada para el reactor anaerobio del sistema de digestión es la de un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) (del inglés “continuously stirred tank reactor”), comúnmente conocido como reactor mezcla completa. Es la configuración más común en las estaciones depuradoras, ya que permite separar fácilmente el flujo en fase gaseosa y fase líquida. Por lo general, en los digestores a escala real suele haber salida por rebose, permaneciendo el volumen del reactor constante.

En el desarrollo de esta parte del trabajo, se ha intentado mantener las condiciones lo más acordes con la situación real, reduciendo la escala considerablemente. Las distintas partes que forman el sistema se pueden identificar en el esquema de la **Figura 20** y que se explican a continuación.

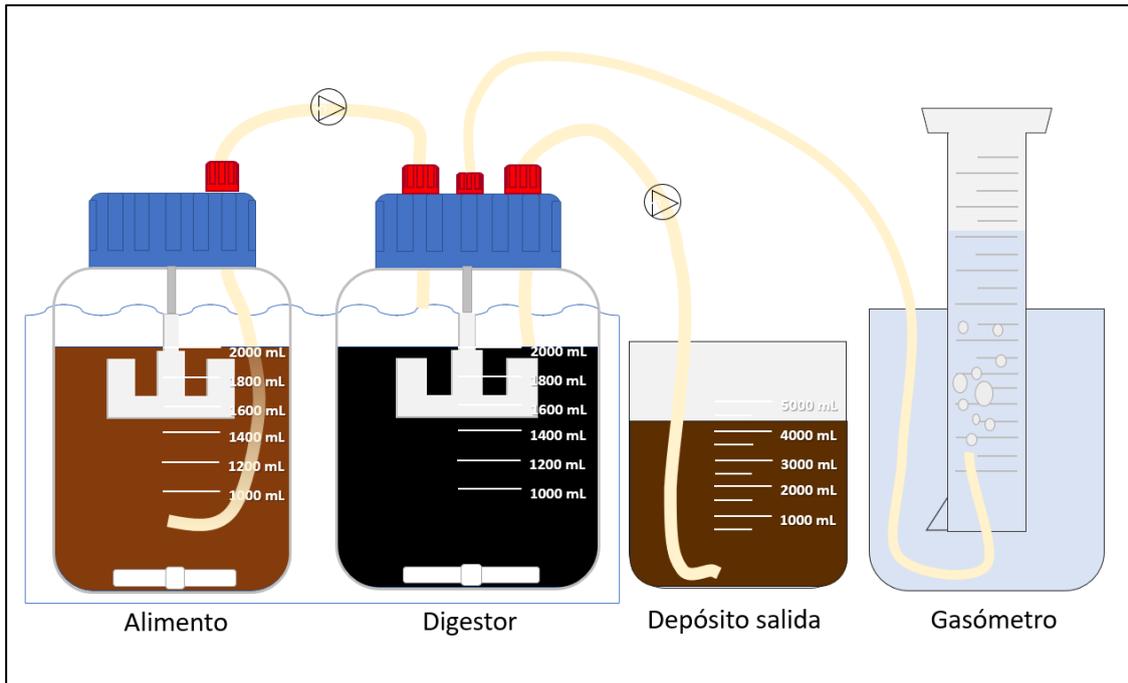


Figura 20: Esquema del sistema de codigestión a escala laboratorio. Fuente: elaboración propia

Al inicio del ensayo, el montaje se puso a punto con agua de red (comprobación del correcto funcionamiento de bombas, estanqueidad del montaje, control de caudales, seguimiento del tiempo de retención hidráulica, agitación adecuada, mantenimiento de la temperatura del baño, así como el seguimiento del volumen en el depósito de salida).

Después, se llevó a cabo el arranque del digestor alimentado solo con fango mixto. Este funcionamiento permite comparar los resultados de la digestión anaerobia con los resultados obtenidos añadiendo un cosustrato, en el denominado proceso de codigestión anaerobia.

Finalmente, se introdujo el cosustrato (almidón y glucosa 50 - 50 % en masa) junto con el fango mixto en un ensayo de codigestión, manteniendo una relación cosustrato-inóculo (ISR) de $1 \text{ g SV}_{s+c} / \text{g SV}_i$ en el fango alimentado al digestor. La masa total de cosustrato alimentada al sistema fue de 1 g de glucosa más 1 g de almidón, que fue introducida al tanque de alimentación en dos días (días 6 y 8 de ensayo) para así poder mantener el constante el ISR y que el volumen del depósito de alimentación permaneciera entre los dos valores de volumen máximo y mínimo indicados al final del punto siguiente.

- **Alimentación al digestor**

El recipiente con el alimento (de 2 litros), el digestor (también de 2 litros) y el depósito de salida están comunicados con dos tuberías con sendas bombas peristálticas. Debido a los grandes tiempos de retención hidráulica (τ) que suelen emplear los digestores anaerobios, el caudal a alimentar al sistema es pequeño.

El valor de diseño de τ se ha fijado en 10 días, por lo que el caudal debía de ser aproximadamente de 200 mL/día. Este valor está muy alejado del régimen nominal de las bombas peristálticas de laboratorio (*DINKO D-21V*), incluso operando al mínimo de potencia.

Varios días de prueba con agua permitieron descartar la estrangulación de las conducciones como método para reducir el caudal de aporte al reactor. Otro método con el que se intentó reducir el valor fue empleando goteros empleados en riego por goteo, alimentando por gravedad y estrangulando la conducción. Este último cumplía con el rango de caudales, pero también fue descartado ya que las pruebas fueron con agua, y con fango era fácil provocar la obstrucción del sistema de goteo.

Finalmente se optó por emplear temporizadores para proporcionar un valor del tiempo de retención hidráulica (τ) lo más estable posible. Con la bomba al mínimo de potencia y tras realizar numerosas pruebas con agua de red y comprobando la repetibilidad posteriormente con fango, el tiempo de funcionamiento de la bomba de alimentación para 200 mL/día era de 104 segundos al cabo del día. Utilizando los ocho programas de los temporizadores *Garza 400602 Power*, se producía una dosificación cada tres horas. De esta manera, la bomba de alimentación estaba en funcionamiento durante 13 segundos cada 3 horas. Por tanto, el digestor se alimentaba de forma semicontinua.

En todo momento, el volumen del fango del depósito de alimentación se mantuvo por encima de 800 mL (por debajo de este valor el reactor flotaba en el baño y perdía la agitación). Un llenado excesivo del depósito (por encima de la marca de 2000 mL) provocaba un déficit en la agitación de la zona superior, apareciendo una capa de espuma que terminaba formando costra al secarse.

- **Digestor anaerobio**

Formado por un reactor de 2 litros, es el corazón del sistema de codigestión. Tiene una tapa roscada con 4 conexiones: una conectada al depósito de alimentación, otra al depósito de salida y otra conectada al gasómetro; como se puede apreciar en la Figura 21.

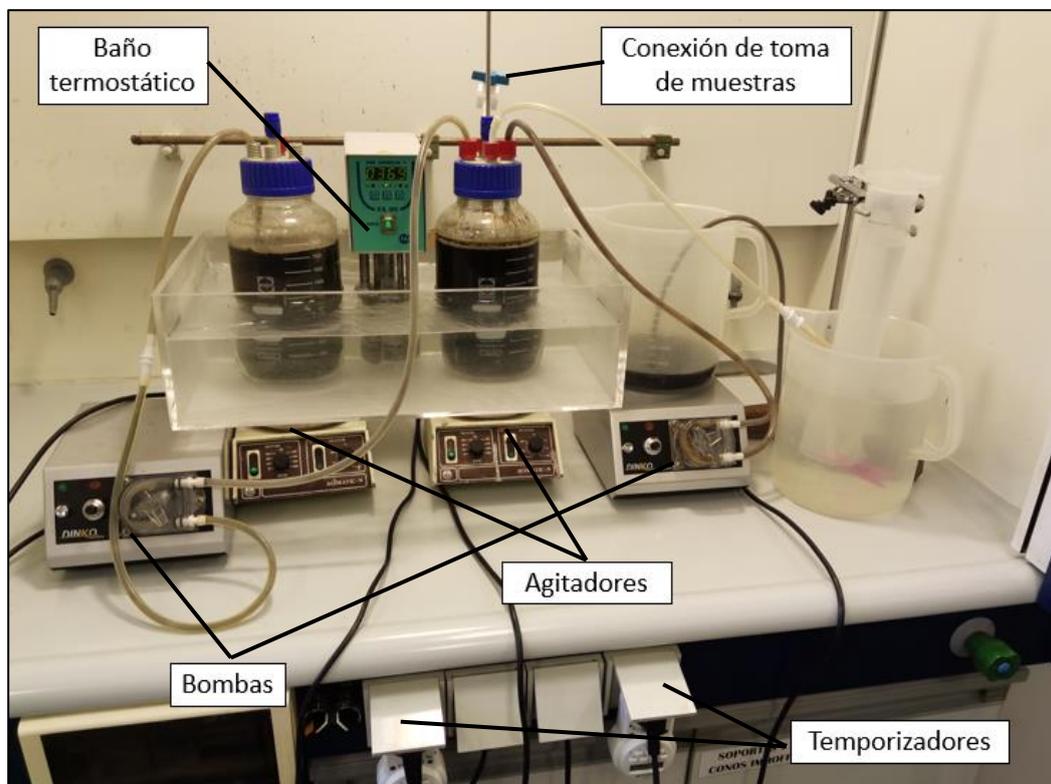


Figura 21: Fotografía del digestor anaerobio a escala laboratorio

Estrictamente hablando, la configuración del reactor es de tipo semicontinuo, pues la alimentación y la salida no se producen de forma continua por las limitaciones de las bombas. No obstante, al ser el tiempo de retención tan elevado, se asume un comportamiento como reactor tanque continuo, de cara a su comportamiento y al dimensionamiento a escala real.

Para mantener el volumen del reactor (V_R) constante, la aspiración de la bomba de salida se sitúa a la altura de 2000 mL de la lámina de fango anaerobio. La bomba de salida también tiene arranque temporizado, concretamente; su arranque se produce un minuto después de que arranque la bomba de alimentación. La bomba de salida está funcionando durante un minuto, de esta forma se mantiene el nivel de fango constante.

El fango extraído del digestor se almacena en el depósito de salida. Este elemento del montaje no se encuentra en las EDAR, sino que el fango digerido se deshidrata y se trata para sus posteriores usos. El depósito del montaje en el laboratorio permite controlar de manera más fácil el volumen de fango extraído del sistema, pudiendo determinar el tiempo de retención hidráulico de manera rápida, sabiendo la duración del ensayo y el fango total extraído.

Por otra parte, como se puede apreciar en la representación del montaje de la figura 6.3.1.1, tanto el depósito de alimento como el digestor tienen un imán agitador en la parte inferior de los recipientes, y en la parte superior un agitador de palas verticales que transmite el movimiento del fango desde la parte inferior a la superior. De esta manera, ambos contenedores tienen una composición homogénea.

El reactor opera de manera isotérmica a 37 °C, manteniéndose la temperatura constante gracias a un baño termostático en el que están sumergidos tanto el digestor como el alimento. De esta forma se mantiene la digestión anaerobia en el intervalo de temperatura mesófila.

- **Gasómetro**

Las estaciones depuradoras de aguas residuales que utilizan la etapa de digestión anaerobia en su actividad disponen de depósitos en forma de casquete esférico, donde el biogás producido es almacenado. La forma esférica minimiza la superficie de cerramiento del depósito por m^3 de biogás almacenado. Además, esta configuración geométrica también minimiza las tensiones producidas en los materiales que componen el depósito. Este tipo de depósitos deben de contar con distintos sistemas de seguridad, como válvulas de sobrepresión, antorchas o analizadores de gases.

En el caso del gasómetro del laboratorio, su única función es cuantificar el volumen de biogás producido. Para ello, se ha optado por una solución sencilla y barata pero no por ello menos eficaz: una probeta de 500 mL que inicialmente se llena de agua, se tapa con un film y se le da la vuelta, sumergiéndola en un recipiente con agua (Figura 22).



Figura 22: Gasómetro de la planta a escala laboratorio

La columna de agua se mantiene gracias a la presión que ejerce la atmósfera en la lámina de agua del recipiente, y se introduce una conducción comunicando la parte superior del digestor con la probeta. De esta manera, el biogás producido asciende por la probeta y se acumula en la parte superior. El volumen acumulado cada día se puede leer fácilmente gracias a las marcas de graduación de la probeta. Cuando el volumen de biogás desplaza la mayor parte del agua, se quita la probeta del soporte, se rellena de agua y se repite el proceso.

6.3.2 Procedimiento seguido en el sistema de codigestión en continuo

Antes de dar comienzo una prueba de digestión anaerobia en continuo es necesario analizar los distintos parámetros que caracterizan al fango para poder procesar los datos posteriormente. Se toma una muestra tanto del fango del digestor como del fango mixto alimentado procedentes de la EDAR y se determinan los parámetros descritos en el punto 6.1.

Tras cerciorarse que los recipientes se encuentran bien colocados en la base de agitación y que ambos agitadores funcionan correctamente, se ponen en marcha las bombas sin los temporizadores activos. De esta manera, las conducciones se llenan de fango.

Una vez comprobado el correcto funcionamiento del sistema de alimentación y extracción al digestor, el fango comienza a salir del sistema de manera normal, por lo que se paran ambas bombas y se conectan los temporizadores. Las fuerzas de adhesión-cohesión favorecen que haya una columna continua de líquido en las conducciones, evitando la entrada de aire y por tanto la pérdida del tiempo de bombeo. Así se mantiene el valor del tiempo de retención hidráulica lo más estable posible.

A continuación, se llena la probeta con agua y se tapa con un trozo de parafilm. Tras invertirla y colocarla en el soporte por debajo de la lámina de agua, se introduce en la probeta la conducción de la toma de biogás que comunica el digestor con esta. Cada día, el volumen de biogás producido va desplazando al agua. Las marcas de la probeta facilitan la lectura del biogás producido, valor que es anotado en una hoja de cálculo para su seguimiento (Figura 23). En la imagen también se puede observar el volumen extraído diariamente del digestor.

Seguimiento proceso en continuo					
pH inicial = 7,46	pH final = 7,04	Treact = 36,8 °C			
Fecha/hora	Volumen fango	τ (días)	Volumen gas	mL gas / día	
29/6/21 13:52	0		25		
30/6/21 10:14	250	6,79	70	53,0	
1/7/21 11:16	600	5,96	130	57,5	
2/7/21 11:20	850	8,02	165	34,9	
5/7/21 10:22	1600	7,89	285	40,5	
6/7/21 10:15	1800	9,95	330	45,2	
7/7/21 12:10	2050	8,64	370	37,0	
8/7/21 10:54	2150	18,94	415	47,5	
8/7/21 11:11	2150	#DIV/0!	0	-35152,9	Rellenado de la probeta
9/7/21 11:17	2350	10,04	55	54,8	
13/7/21 10:03	3150	9,87	210	39,3	
		τ final (días)	3150	Vtotal fango	Caudal medio
		8,7879	13,84	Ttotal, ensayo	227,5852 mL/d

Figura 23: Hoja de seguimiento del proceso de digestión anaerobia

Cuando el volumen de biogás está cerca de superar el volumen total de la probeta, se estrangula por completo la conducción de biogás con una pinza Mohr y se rellena la probeta de agua, repitiendo el paso anterior. Seguidamente se marca en la hoja de seguimiento que se ha rellenado la probeta, anotando el volumen de aire en la probeta en caso de colarse.

Por otra parte, también es necesario rellenar el depósito de alimento cada cierto tiempo. Las garrafas con fango mixto se conservan en estufa a la temperatura del ensayo (37 °C) durante dos días, como se puede observar en la Figura 24; de esta manera el alimento mantiene la temperatura cuando es introducido al sistema.

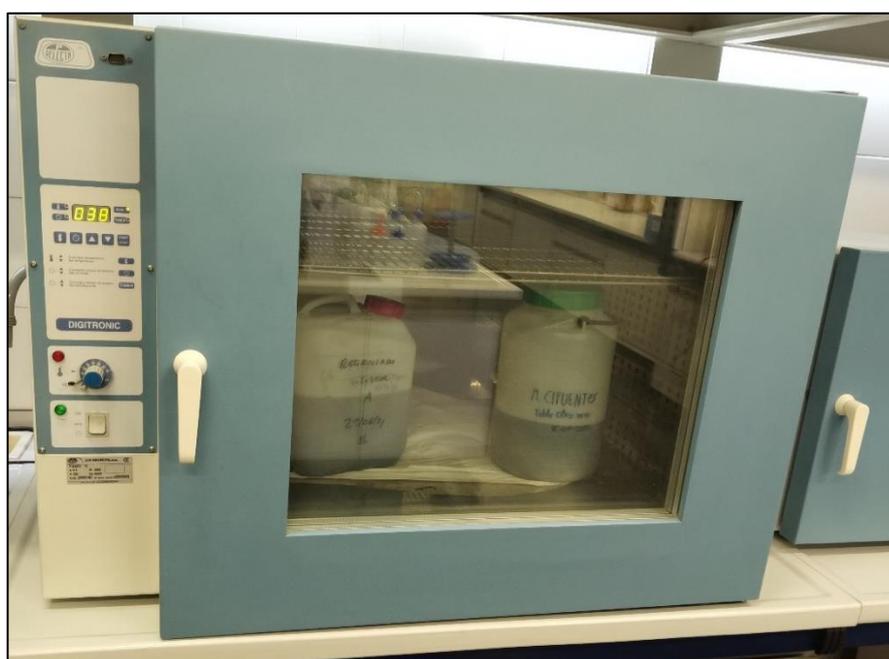


Figura 24: Conservación en estufa de las garrafas de fango

Como se ha comentado, ha sido necesario mantener el depósito de fango mixto con un volumen superior a 800 mL, ya que en caso contrario en depósito flotaba en el baño termostático, perdiendo la capacidad de agitación.

Cada dos o tres días es necesario rellenar el baño termostático con agua destilada para mantener el nivel de líquido por encima del sensor de temperatura y la resistencia.

6.3.3 Ensayos en continuo y duración

La Tabla 5 recoge, a modo de resumen, parámetros como la duración o la finalidad de los distintos ensayos CSTR. De esta manera se pretende poner en contexto, relacionando las fechas de caracterización del fango y realización de los ensayos PBM con los ensayos de digestión y codigestión anaerobia en continuo, a escala de laboratorio.

Tabla 5: Duración y finalidad de los ensayos de digestión y codigestión anaerobia

Ensayo	Fecha de inicio/fin	Duración (h)	τ (días)	Alimentación	Finalidad del ensayo
CSTR-1	21/06/21 a 28/06/21	160,0	10,64	Fango mixto	Comprobación del correcto funcionamiento del montaje (digestión anaerobia)
CSTR-2	29/06/21 a 13/07/21	332,2	8,79	Fango mixto	Comprobación del comportamiento lineal en producción de biogás (digestión anaerobia)
CSTR-3	13/07/21 a 27/07/21	332,4	8,39	Fango mixto + cosustrato	Comparación del sistema de codigestión (adición de cosustrato) con el de digestión anaerobia

6.4 Análisis del biogás generado

La determinación de la composición del biogás se realiza con una bomba *GASTEC* y tubos de medición para distintos componentes, como se puede observar en la Figura 25. En concreto, se utilizaron tubos *GASTEC No. 4L Hydrogen Sulphide* para la determinación de la concentración de sulfuro de hidrógeno y tubos *GASTEC No. 2HH Carbon Dioxide* para la determinación de la concentración de dióxido de carbono. Los tubos están rellenos con un lecho impregnado en reactivo, que cambia de color en función de la sustancia y de su concentración.



Figura 25: Bomba GASTEC y tubos de medición

6.4.1 Procedimiento experimental de medida

A continuación, se detalla el procedimiento seguido para la determinación de la concentración de los componentes del biogás, que es común para cualquier sustancia.

- 1) Seleccionar el tubo selectivo a la sustancia cuya concentración se desea determinar, colocando un extremo de este en el orificio de ruptura “*tip breaker*” de la bomba, rompiendo la ampolla terminal de vidrio y exponiendo el relleno selectivo. Repetir para ambos lados del tubo.
- 2) Colocar el extremo del tubo que no está marcado con una flecha en la bomba GASTEC, de forma que la flecha marca el sentido de flujo de la muestra cuya concentración se desea medir.
- 3) Colocar el tirador del émbolo en la posición correcta (100 o 50 mL) en función del tubo de medida empleado. Si el tubo está marcado con un 1, el émbolo debe estar en la posición 100, mientras que, si está marcado con $\frac{1}{2}$, el émbolo debe estar en la posición 50.
- 4) Conectar el tubo de medida en la parte marcada con la flecha y succionar hasta que el émbolo haga tope y se escuche el ‘clic’ característico.
- 5) Retirar el tubo de muestra y realizar la lectura directamente en el tubo.

6.4.2 Lectura de composición

El valor de concentración de la sustancia a determinar se realiza directamente en el tubo de medida, que viene marcado con las unidades en las que está expresado: ppm, mg/L o porcentaje; en función del rango de medida.

En la Figura 26 se puede observar cómo el tubo cambia de color en función de la concentración de la muestra. Conforme el flujo de la muestra avanza por el tubo, el reactivo selectivo a la sustancia a determinar reacciona (zona amarilla). Cuando se ha extraído todo el volumen, la parte sin reaccionar

(naranja) permanece intacta. La zona de cambio de color marca la concentración, que se puede leer directamente gracias a las marcas de graduación del tubo.



Figura 26: Medición de la concentración de CO₂ en el biogás

6.4.3 Medidas realizadas

El análisis de las muestras de biogás se realizó al término del ensayo en continuo CSTR-3 y del test PBM-2. Se analizó el gas de 4 microdigestores y el contenido de gas del digestor del montaje a escala de laboratorio.

Las muestras del test PBM-2 analizadas fueron las marcadas como 1A, 2B, 1G y 2G. El resto de los microdigestores no registraron un valor de presión significativo, por lo que se estimó que el volumen de biogás producido no era significativo.

En cuanto al análisis del biogás del digestor del montaje CSTR, se tomó una primera muestra de biogás, dando una composición similar a la de los test PBM-2. No obstante, al repetir el análisis, el tubo de absorción no registraba CO₂. Esto se atribuye a que, al extraer 100 mL para el análisis previo, la cantidad de biogás remanente es muy baja, por lo que este segundo análisis no se tuvo en cuenta.

7 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este apartado se recogen los resultados experimentales obtenidos a lo largo del desarrollo del trabajo, clasificados por el tipo de parámetro analizado y ordenados por fecha. Al final de cada subapartado se realiza una discusión de los resultados obtenidos.

7.1 Caracterización del fango

7.1.1 Demanda química de oxígeno

Los resultados de DQO obtenidos para el fango en digestión se encuentran dentro de los valores normales de operación más usuales para la digestión anaerobia, como se puede apreciar en la Tabla 6. Mediante el proceso de digestión anaerobia es posible eliminar hasta el 50 % de la DQO presente en el fango de entrada al proceso de digestión (fango mixto) empleando valores de τ en torno a 20-25 días. No obstante, cabe comentar que mayores rendimientos de eliminación de la materia orgánica implicarían valores de τ superiores que harían necesario diseñar volúmenes de digester muy grandes, suponiendo una importante inversión en estos equipos.

Tabla 6: Resultados de demanda química de oxígeno para las muestras de fango

Fecha \ DQO (mg O ₂ /L)	Fango del digester		Fango mixto	
	Soluble	Total	Soluble	Total
12/05/2021	295	17310	-	-
25/05/2021	595	15045	-	-
21/06/2021	635	18735	-	-
13/07/2021	2300	19815	4975	22170
27/07/2021	-	19215	-	48900

Además, el valor de DQO en el proceso experimental aporta información del potencial total de generación de metano, si bien, el microbiota presente en el contenido del digester no es capaz de transformar sustrato en metano por completo. Como se ha comentado, en las EDAR, los rendimientos de eliminación de materia orgánica del fango están en torno al 50%, para la digestión anaerobia.

Como se puede observar, el valor de DQO del fango mixto fluctúa mucho más, ya que depende mucho de las características del agua residual de entrada a la estación depuradora. En función de la concentración de sólidos totales y de materia orgánica en el agua de entrada a la EDAR, y los rendimientos de los procesos de la línea de aguas y fangos previos a la digestión, se obtiene un fango más o menos concentrado, lo que también repercute en el proceso de digestión anaerobia.

Además de los valores de DQO del fango mixto y el fango en digestión, es necesario determinar la carga orgánica del cosustrato empleado en el proceso de codigestión para poder determinar su potencial de generación de biogás.

Finalmente, se empleó como cosustrato una mezcla de 5 g de almidón + 5 g de glucosa en el ensayo de codigestión CSTR. No obstante, también se midió la demanda química de oxígeno de las disoluciones de concentración 10 g/L de almidón y glucosa; empleadas en el test PBM-2. Los resultados se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7: Resultados de demanda química de oxígeno de los distintos cosustratos

Disolución	DQO total (mg O ₂ /L)
5 + 5 g Almidón + Glucosa / L	11325
10 g Almidón / L	11815
10 g Glucosa / L	10940

7.1.2 Sólidos en las muestras de fango

El análisis de ST y SV del fango se realizaba cada día que se recibía fango desde la EDAR, y también al inicio y al final de cada ensayo de digestión/codigestión en continuo (CSTR).

A modo de ejemplo se muestra el cálculo de sólidos en el fango para la primera muestra del fango en digestión, realizado el día 13/07/2021. Los valores de masas necesarios para el cálculo, descritos en los apartados 6.1.1 Medida de sólidos totales (ST) y 6.1.2 Medida de sólidos volátiles (SV), se encuentran en la Tabla 8.

Tabla 8: Pesadas obtenidas el 13/07/2021 para el cálculo de ST y SV

	Masa (g)			
	Fango de digestor		Fango mixto	
ID del crisol	1	2	3	10
m_{crisol}	79,884	85,022	82,182	76,843
$m_{muestra}$	169,248	147,37	136,961	137,133
m_1	81,133	85,88	83,963	78,755
m_2	80,281	85,296	82,613	77,305

Con estos valores, haciendo uso de las ecuaciones 5 y 6 se realiza el cálculo de los sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV) del fango en digestión del crisol número 1 (estos números, marcados a lápiz en la base del crisol permiten su identificación tras el proceso de evaporación e incineración).

$$ST_{\text{crisol 1}}(\%) = \frac{m_1 - m_{\text{crisol}}}{m_{\text{muestra}} - m_{\text{crisol}}} \cdot 100 = \frac{81,133 - 79,884}{169,248 - 79,884} \cdot 100 = 1,398 \%$$

$$SV_{\text{crisol 1}}(\%) = \frac{m_1 - m_2}{m_{\text{muestra}} - m_{\text{crisol}}} \cdot 100 = \frac{81,133 - 80,281}{169,248 - 79,884} \cdot 100 = 0,953 \%$$

Para obtener el resultado de los sólidos volátiles en base seca, se emplea la ecuación 7.

$$SV_{\text{crisol 1}}(BS, \%) = \frac{SV_{\text{crisol 1}}(\%)}{ST_{\text{crisol 1}}(\%)} \cdot 100 = \frac{0,953}{1,398} \cdot 100 = 68,21 \% \text{ B.S.}$$

Análogamente, realizando el cálculo para las distintas muestras se obtienen los resultados recogidos en la Tabla 9, donde además aparecen las desviaciones típicas de los valores calculados.

Tabla 9: Concentración de sólidos del fango

Sólidos Fecha	Fango del digestor			Fango mixto		
	ST (%)	SV (%)	SV (% B.S. ²)	ST (%)	SV (%)	SV (% B.S.)
12/05/2021	1,613 ± 0,008	0,852 ± 0,009	52,84 ± 0,86	-	-	-
25/05/2021	1,575 ± 0,008	0,783 ± 0,006	47,75 ± 0,58	-	-	-
21/06/2021	1,852	0,996	53,76	-	-	-
30/06/2021	1,518 ± 0,009	0,691 ± 0,013	45,55 ± 0,84	1,159 ± 0,042	0,839 ± 0,001	72,36 ± 1,96
13/07/2021	1,387 ± 0,015	0,945 ± 0,012	68,14 ± 0,85	3,211 ± 0,056	2,435 ± 0,042	75,82 ± 1,31
27/07/2021	1,368 ± 0,030	0,867 ± 0,037	63,39 ± 2,69	4,786 ± 0,784	3,629 ± 0,054	75,83 ± 1,13

La concentración de sólidos en el fango del digestor es relativamente estable en los distintos días de medida. Cabe destacar que, a escala laboratorio, no hay posibilidad de actuar en parámetros de

² % B.S: Porcentaje en base seca. Fracción de volátiles en función de sólidos en suspensión totales, en %.

operación como la concentración de sólidos, más allá de concentrar o diluir el fango; o modificar su pH; ya que las muestras de este provienen de la línea de fango de una EDAR a escala real.

En cuanto a la concentración del fango mixto, tiene un carácter mucho más variable, ya que su composición depende fuertemente de las condiciones del agua residual de entrada a la estación depuradora. Es destacable que la fracción de volátiles en el fango mixto es mucho mayor que en el fango en digestión, ya que el fango mixto proviene directamente del espesador de fangos, que a su vez recoge la corriente de fangos de decantación primaria y secundaria.

Los dos primeros análisis de sólidos del fango (días 12/05/2021 y 25/05/2021) se realizaron a modo de preparación de los procedimientos, así como para obtener valores de referencia antes de llevar a cabo los test PBM y el montaje CSTR. De esta manera, al inicio de estos dos ensayos se podía comprobar si había alguna anomalía en la concentración de sólidos de las muestras de fango que llegaban de la EDAR.

El día 30/06/2021 se analizaron las dos muestras de fango (en digestión y mixto) recibidas desde la EDAR, dando comienzo ese mismo día el montaje CSTR-2 y dos días después (es entonces cuando se obtienen los resultados de ST y SV del fango) el test PBM-1.

Es preciso destacar que, durante toda la duración del ensayo CSTR-2, el digester (cuyo fango tenía una concentración de ST del 1,518 %) fue alimentado con fango mixto, algo menos concentrado (ST del 1,159 %) pero con mayor fracción de SV. Teniendo en cuenta estos valores, al final del ensayo CSTR-2, el 13/07/2021 se analizó el contenido en fango del digester y se apreció una disminución en la concentración de sólidos.

A pesar de que durante el ensayo CSTR-2 el fango mixto es menos concentrado (produciendo una dilución del fango en digestión al introducirlo al digester), la pérdida de sólidos en el contenido del reactor se asocia a la producción de biogás.

Este comportamiento se mantuvo también tras el desarrollo del CSTR-3 (desde el 13/07/2021 hasta el 27/07/2021), donde además de emplear un fango mixto más concentrado (3,211 % de ST) que el fango en digestión (1,387 % de ST), se introdujo el cosustrato formado por la mezcla de almidón y glucosa, suponiendo un total de 1 g de SV alimentados al digester.

Aun así, se aprecia una pequeña reducción de sólidos en el digester, asociada a la producción de biogás.

7.1.3 Alcalinidad volátil

Los resultados del análisis de la alcalinidad del fango se recogen en la Tabla 10.

Tabla 10: Resultados de alcalinidad volátil del fango

Fecha	Fango del digester		Fango mixto	
	Soluble	Total	Soluble	Total
25/05/2021	2440	5380	-	-
13/07/2021	-	2940	-	2360
27/07/2021	-	2740	-	4160

La mayoría de los valores de alcalinidad volátil determinados se encuentran en el rango óptimo de alcalinidad recomendado, entre 2500 y 5000 mg CaCO₃/L. Por lo tanto, estos valores aseguran una buena capacidad tampón tanto del fango en el digestor como del fango mixto.

7.1.4 Acidez volátil

En la Tabla 11 aparecen los resultados de la determinación de la acidez volátil del fango.

Tabla 11: Resultados de acidez volátil del fango

Fecha	Acidez volátil (mg CaCO ₃ /L)	Fango del digestor		Fango mixto	
		Soluble	Total	Soluble	Total
25/05/2021		1780	2700	-	-
13/07/2021		-	2720	-	4280
27/07/2021		-	3380	-	5260

Los valores obtenidos para la acidez volátil del fango se encuentran dentro de los valores recomendados (entre 2500 y 5000 mg CaCO₃/L). No obstante, cabe destacar que las muestras de fango analizadas (tanto para acidez como alcalinidad volátil) provienen directamente de una EDAR, comprobándose así que las muestras son adecuadas para su uso a escala de laboratorio.

7.2 Ensayo de Producción Bioquímica de Metano (PBM)

La preparación de los microdigestores se realizó de acuerdo con la Tabla 12. El volumen libre corresponde con el volumen del frasco de borosilicato que no contiene líquido, y, por tanto, el volumen que puede ser ocupado por el biogás generado a lo largo del ensayo.

Tabla 12: Dosificación en los ensayos PBM

	Ensayo	
	PBM-1	PBM-2
ISR buscado (g SV_{s+c}/g SV_i)	0,5	1
Volumen de inóculo (mL de Fango Anaerobio)	100	40
Volumen de sustrato (mL de Fango Mixto)	50	20
Volumen de cosustrato (mL de disolución 10 g/L)	10	2
Volumen libre (mL)	144	242

Cabe indicar que el volumen restante hasta el total de 307 mL lo ocupa el imán agitador que se introduce en las botellas y que tiene un volumen de 3 mL.

Tanto el ISR ($0,5 \text{ SV}_{s+c}/g \text{ SV}_i$) como la dosificación empleada para el primero de los ensayos PBM es similar a la usada por (Pastor Estévez, 2018), llegando hasta un volumen de 150 mL de fango y quedando aproximadamente otros 150 mL libres para la acumulación del biogás.

Sin embargo, durante el desarrollo del test PBM-1 y al inicio del PBM-2 no estaba disponible el medidor de presión *GREISINGER GMH S100 Series*, ideal para esta aplicación, habiendo tenido que emplear el medidor *Testo 440 dp*, cuyo rango de medición era inferior. Algunos de los valores excedían el rango de medición, como se puede observar en el punto siguiente, introduciendo un nivel de incertidumbre que hace que no se puedan sacar conclusiones de ese ensayo.

Por todo ello, fue necesario reducir los valores de fango dosificado en los microdigestores del test PBM-2, disminuyendo la masa de microbiota en cada recipiente y también permitiendo un mayor volumen para la acumulación del biogás. De esta forma, la presión acumulada en los frascos era menor, pudiéndose medir con el *Testo 440 dp*. También se modificó el valor de ISR, duplicando su valor con respecto al test PBM-1.

7.2.1 Ensayo PBM-1

- **Cálculo del ISR**

Para el cálculo del ISR del PBM-1 se calculan los gramos de SV de inóculo, sustrato y cosustrato; tomando 1 g/mL como densidad del fango. Los valores de concentración de sólidos volátiles (SV) del fango son los de la Tabla 9 y los valores de volumen dosificado se encuentran en la Tabla 12.

$$g \text{ SV}_{inóculo} = 100 \text{ g (F. Digestor)} \cdot 0,691 (\% \text{ SV}) = 0,691 \text{ g}$$

$$g \text{ SV}_{sustrato} = 50 \text{ g (F. Mixto)} \cdot 0,839 (\% \text{ SV}) = 0,4195 \text{ g}$$

$$g \text{ SV}_{cosustrato} = 10 \text{ g (Dis. cosustrato)} \cdot 1 (\% \text{ SV}) = 0,1 \text{ g}$$

Con estos valores, a partir de la definición del ISR de la ecuación 10, se obtienen los dos valores de ISR para muestras con cosustrato y para las muestras de referencia (blanco):

$$ISR_{blanco} = \frac{0,4195 \text{ g SV}_{sustrato}}{0,691 \text{ g SV}_{inóculo}} = 0,606 \frac{\text{g SV}_{sustrato}}{\text{g SV}_{inóculo}}$$

$$ISR_{cosustrato} = \frac{0,4195 \text{ g SV}_{sustrato} + 0,1 \text{ g SV}_{cosustrato}}{0,691 \text{ g SV}_{inóculo}} = 0,751 \frac{\text{g SV}_{sustrato}}{\text{g SV}_{inóculo}}$$

- **Desarrollo del ensayo**

El primer test PBM supuso una prueba para ver la viabilidad del material, medidas obtenidas y el desarrollo de la prueba en general; por si fuera necesario corregirlo en una prueba futura.

La Tabla 13 muestra el resultado de presión medida en el desarrollo del PBM-1, donde las celdas rellenas con 'OR' se corresponden con medidas en las que el sensor de presión *Testo 440 dp* alcanzó su valor límite de medida de presión (150 mbar).

Tabla 13: Ensayo PBM-1: Resultados obtenidos

Día y hora	Presión (mbar)							
	Blanco		Almidón		Glucosa		Almidón + Glucosa	
	1B	2B	1A	2A	1G	2G	1M	2M
02/07/21 11:54	0	0	0	0	0	0	0	0
05/07/21 10:25	OR	OR	108	146,96	6,12	118,46	15,72	132,28
06/07/21 10:17	OR	6,71	91,16	96,5	109,43	126,25	145,92	OR
07/07/21 12:16	OR	4,54	126,42	146,31	108,1	OR	131,06	79,77
08/07/21 10:55	OR	OR	137,89	110,89	81,56	OR	145,36	106,92
09/07/21 11:22	OR	4,54	OR	89,07	86,52	OR	133,4	101,75
13/07/21 10:04	OR	3,23	100,11	98,32	95,25	OR	118,16	60,52
Σ	0	19,02	563,58	688,05	486,98	244,71	689,62	481,24

Cabe destacar que, durante varios días de muestreo, la presión medida en el frasco marcado con 2B fue extremadamente baja en comparación con los demás días, por lo que de cara a la siguiente prueba PBM se descartó ese tapón y se rehízo uno nuevo.

Obviamente estos valores obtenidos no permiten un análisis cuantitativo del desarrollo del experimento, por lo que para estudiar cuantitativamente los resultados con medida "overrange", los valores 'OC' fueron sustituidos por el tope de medida en la Tabla 14, sin tener en cuenta así la incertidumbre de la sobrepresión:

Tabla 14: Ensayo PBM-1: Resultados obtenidos (sin OR)

Horas de ensayo	Presión (mbar)							
	Blanco		Almidón		Glucosa		Almidón + Glucosa	
	1B	2B	1A	2A	1G	2G	1M	2M
0	0	0	0	0	0	0	0	0
70,5	150	150	108	146,96	6,12	118,46	15,72	132,28
94,4	150	6,71	91,16	96,5	109,43	126,25	145,92	150
120,4	150	4,54	126,42	146,31	108,1	150	131,06	79,77
143,1	150	150	137,89	110,89	81,56	150	145,36	106,92
167,5	150	4,54	150	89,07	86,52	150	133,4	101,75
262,2	150	3,23	100,11	98,32	95,25	150	118,16	60,52
Σ	900	319,02	713,58	688,05	486,98	844,71	689,62	631,24

Haciendo la media de ambos valores y multiplicando por la constante de ecuación (13), se obtienen los valores en milimoles de la Tabla 15:

Tabla 15: Ensayo PBM-1: Producción de biogás

Horas transcurridas	n (milimoles)			
	Blanco	Almidón	Glucosa	Mezcla
70,5	0,8958	0,7119	0,3478	0,4132
23,9	0,4679	0,5240	0,6580	0,8262
26,0	0,4615	0,7615	0,7206	0,5887
22,7	0,8958	0,6946	0,6465	0,7044
24,5	0,4615	0,6675	0,6604	0,6566
94,7	0,4575	0,5540	0,6848	0,4989
Σ (mmol)	3,6399	3,9134	3,7182	3,6879

Valores que, al representarse gráficamente de forma acumulada dan lugar a la gráfica de la Figura 27. Figura 27: Ensayo PBM-1: producción de biogás acumulada

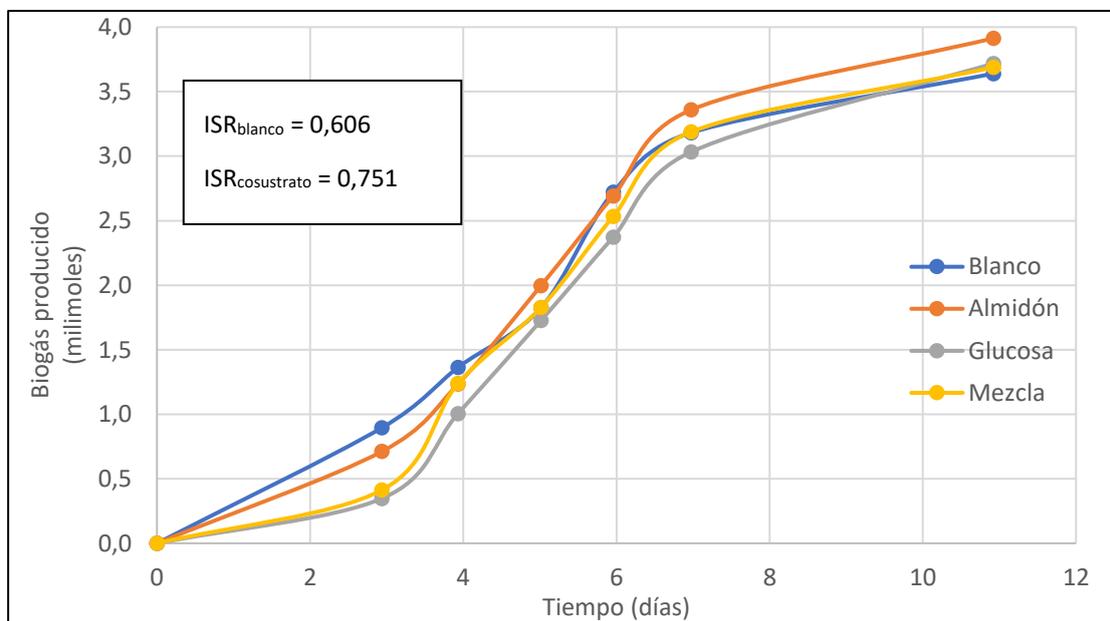


Figura 27: Ensayo PBM-1: producción de biogás acumulada

En la gráfica se aprecia una mayor producción en el caso de codigestión si se compara con el proceso de digestión convencional (blanco).

De nuevo, es necesario destacar que al no conocer el nivel de sobrepresión alcanzado en las medidas con overrange, no es conveniente sacar conclusiones.

El valor de la relación cosustrato-inóculo (ISR) se encuentra ligeramente por encima del valor programado para el ensayo, de 0,5.

7.2.2 Ensayo PBM-2

- Rendimiento de eliminación de sólidos

Para el correcto seguimiento de los ensayos de producción bioquímica de metano y realizar un tratamiento y comparación de los resultados, es necesario determinar la concentración de sólidos (ST) y materia orgánica (SV) en los microreactores. A continuación, se muestra a modo de ejemplo, los cálculos para el contenido del microreactor blanco y microreactor con cosustrato. Para ello, se parte de los volúmenes especificados en la Tabla 12 y de los valores de concentración de sólidos del fango de la Tabla 9. Para facilitar el seguimiento del cálculo, estos valores se recogen en la Tabla 16.

Tabla 16: Valores para el cálculo del ISR del test PBM-2

	Fango del digestor	Fango mixto
ST (%)	1,387	3,211
SV (%)	0,945	2,435
Volumen dosificado (mL)	40	20
Volumen de cosustrato dosificado (10 g/L)	2	

A partir de estos valores, tomando 1 g/mL como densidad del fango, y teniendo en cuenta que al ser el almidón y la glucosa hidratos de carbono, son considerados sólidos volátiles; se calcula la concentración de sólidos para los microdigestores PBM-2 de referencia o blancos haciendo la media ponderada de sus componentes:

$$ST_{PBM-2, \text{ blanco}}(\%) = \frac{40 \cdot 1,387 + 20 \cdot 3,211}{60} = 1,995 \%$$

$$SV_{PBM-2, \text{ blanco}}(\%) = \frac{40 \cdot 0,945 + 20 \cdot 2,435}{60} = 1,442 \%$$

Para obtener el resultado de los sólidos volátiles en base seca, se emplea la ecuación 7.

$$SV_{PBM-2, \text{ blanco}}(B.S. \%) = \frac{1,442}{1,995} \cdot 100 = 72,28 \% \text{ en B. S.}$$

En el caso de los demás microdigestores, hay que tener en cuenta la adición de cosustrato. En cada uno de ellos, la masa total de cosustrato añadida es la misma. La concentración de sólidos de las disoluciones de cosustrato para el PBM-2 es de 10 g/L, que se corresponde con un 1 % de SV.

$$ST_{PBM-2, \text{ cosustr.}}(\%) = \frac{40 \cdot 1,387 + 20 \cdot 3,211 + 2 \cdot 1}{62} = 1,963 \%$$

$$SV_{PBM-2, \text{ cosustr.}}(\%) = \frac{40 \cdot 0,945 + 20 \cdot 2,435 + 2 \cdot 1}{62} = 1,427 \%$$

Haciendo uso de la ecuación 7, se expresa el resultado de sólidos volátiles en base seca.

$$SV_{PBM-2, \text{ cosustr. (B.S. \%)}} = \frac{1,427}{1,963} \cdot 100 = 72,69 \% \text{ en B.S.}$$

En la Tabla 17 ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.¡Error! No se encuentra el origen de la referencia. se recogen los valores de sólidos calculados para el test PBM-2 y los medidos al final del ensayo.

Tabla 17: Concentración de sólidos del fango (test PBM-2)

Fecha	Blanco		Almidón		Glucosa		Mezcla	
	ST (%)	SV (%)						
13/07/2021	1,995	1,442	1,963	1,442	1,963	1,442	1,963	1,442
27/07/2021	1,717 ± 0,020	1,131 ± 0,030	1,688 ± 0,032	1,135 ± 0,021	1,686 ± 0,022	1,125 ± 0,003	1,694 ± 0,003	1,130 ± 0,015

Como se puede apreciar, tras el tiempo de ensayo, se ha producido una disminución de la concentración de sólidos, tanto totales como volátiles. Esta reducción se asocia a la transformación de materia orgánica en biogás. En el apartado 7.2 se detalla en más profundidad el desarrollo de los test PBM. En la Tabla 18 se recogen los porcentajes de sólidos totales y sólidos volátiles eliminados tras el test PBM-2. Los valores son muy similares entre sí, siendo algo superior (27,61 %) el porcentaje de sólidos volátiles eliminados en el microdigestor con la mezcla de ambos cosustratos.

Tabla 18: Rendimiento de eliminación de sólidos (test PBM-2)

	Blanco		Almidón		Glucosa		Mezcla	
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV
Rendimiento de eliminación de sólidos (%)	13,94	21,57	14,01	21,29	14,11	21,98	13,7	27,61

- **Cálculo del ISR**

Para el cálculo del ISR del PBM-2 se calculan los gramos de SV de inóculo, sustrato y cosustrato; tomando 1 g/mL como densidad del fango. Los valores de concentración de sólidos volátiles (SV) del fango son los de la Tabla 9.

$$g SV_{inóculo} = 40 \text{ g (F. Digestor)} \cdot 0,945 (\% SV) = 0,378 \text{ g}$$

$$g SV_{sustrato} = 20 \text{ g (F. Mixto)} \cdot 2,435 (\% SV) = 0,487 \text{ g}$$

$$g SV_{cosustrato} = 2 \text{ g (Dis. cosustrato)} \cdot 1 (\% SV) = 0,02 \text{ g}$$

Con estos valores, a partir de la definición del ISR de la ecuación 10, se obtienen los dos valores de ISR para muestras con cosustrato y para las muestras de referencia (blanco):

$$ISR_{blanco} = \frac{0,487 \text{ g } SV_{sustrato}}{0,378 \text{ g } SV_{inócuclo}} = 1,288 \frac{\text{g } SV_{sustrato}}{\text{g } SV_{inócuclo}}$$

$$ISR_{cosustrato} = \frac{0,487 \text{ g } SV_{sustrato} + 0,02 \text{ g } SV_{cosustrato}}{0,378 \text{ g } SV_{inócuclo}} = 1,341 \frac{\text{g } SV_{sustrato}}{\text{g } SV_{inócuclo}}$$

- **Desarrollo del ensayo**

Para el desarrollo del ensayo PBM-2 se redujo el volumen de fango a añadir al microdigestor, tanto de fango anaerobio como fango mixto, de acuerdo con la referencia. De esta manera, fue posible realizar medidas de presión que no superaban el límite de medición del sensor de presión Testo 440 dp, hasta la recepción del sensor GREISINGER GMH S100 Series, capaz de medir hasta 1 bar. En la Tabla 19 se recogen los resultados obtenidos.

Como se puede observar los valores de presión registrados son menores. Los valores expresados con decimales fueron medidos con el medidor Testo 440 dp, mientras que los valores enteros fueron tomados con el transductor de presión GREISINGER GMH S100 Series, que permite además un rango de hasta 1 bar.

Tabla 19: Ensayo PBM-2: Resultados obtenidos

Día y hora	Presión (mbar)							
	Blanco		Almidón		Glucosa		Almidón + Glucosa	
	1B	2B	1A	2A	1G	2G	1M	2M
13/07/21 11:54	0	0	0	0	0	0	0	0
14/07/21 10:25	69,63	68,79	77,28	83,75	83,26	81,35	66,5	72,64
15/07/21 10:17	18,58	23,83	30,56	39,29	17,97	21,21	26,32	25,2
16/07/21 12:16	12	8	19	16	18	16	13	17
19/07/21 10:55	14	42	44	32	40	35	32	29
20/07/21 10:49	8	25	20	20	17	18	14	16
21/07/21 10:57	7,11	7,67	12,22	13,32	9,16	10,15	15,44	14,53
22/07/21 10:06	10,24	29,67	21,03	15,84	14,32	13,05	11,23	16,27
23/07/21 8:30	21,3	25,9	57,17	16,95	14,66	8,97	45,94	5,64
26-7-21 11:39	174	158	162	169	124	66	178	132
Σ	334,86	388,86	443,26	406,15	338,37	269,73	402,43	328,28

La producción de la Tabla 20, expresada en milimoles, se obtiene tras multiplicar por la constante de la ecuación (13). Además, se ha hecho la media de las dos muestras para cada sustrato.

Tabla 20: Ensayo PBM-2: Producción de biogás

Días transcurridos	n (milimoles)			
	Blanco	Almidón	Glucosa	Alm + Gluc
0,92	0,6549	0,7618	0,7788	0,6583
0,99	0,2006	0,3305	0,1854	0,2437
1,03	0,0946	0,1656	0,1609	0,1419
2,89	0,2649	0,3596	0,3548	0,2886
1,03	0,1561	0,1892	0,1656	0,1419
1,01	0,0699	0,1208	0,0914	0,1418
0,96	0,1888	0,1744	0,1295	0,1301
0,93	0,2233	0,3507	0,1118	0,2440
3,13	1,5707	1,5660	0,8989	1,4666
Σ (mmol)	3,4239	4,0186	2,8769	3,4570

La representación de los valores acumulados se hace en la gráfica de la Figura 28, donde se aprecia una tendencia al alza en la generación de biogás para los distintos microdigestores con cosustratos, si se comparan con la producción del microdigestor de referencia o blanco.

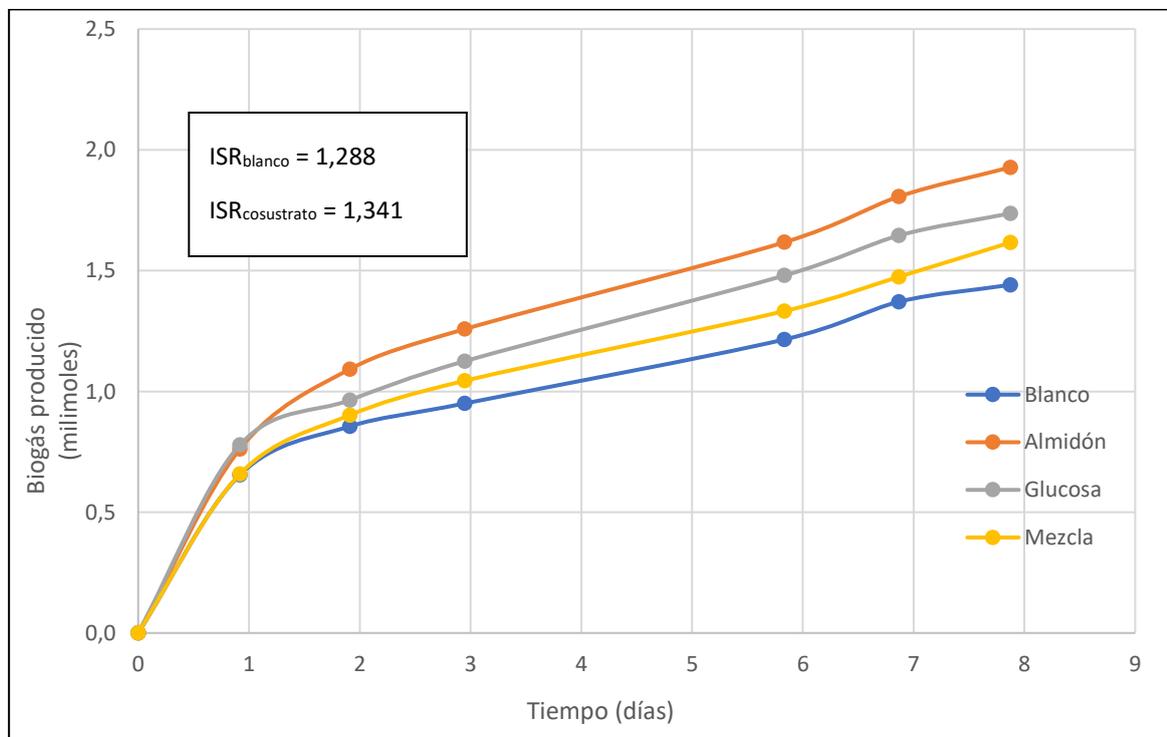


Figura 28: Ensayo PBM-2: Producción de biogás acumulada

Concretamente, el cosustrato que mayor producción presenta es el almidón. No obstante, autores como (Campos, 2001) y (Julio Guerrero, Peláez Jaramillo y Molina Pérez, 2016) recomiendan emplear al menos dos cosustratos de distinta naturaleza (restos de ganadería y excedentes de la industria alimentaria) para incrementar la producción de biogás.

Esta conclusión, junto con el hecho de que, al inicio del ensayo CSTR-3 (en el que se introdujo cosustrato al digestor), el test PBM-2 no había concluido; llevó a tomar la decisión de introducir el cosustrato formado por la mezcla de almidón y glucosa.

7.3 Sistema de digestión continuo a escala de laboratorio

Durante el desarrollo experimental del trabajo se han realizado tres pruebas en continuo en el montaje del laboratorio, obteniendo datos que puedan ser extrapolados a una planta a escala real.

7.3.1 Primer ensayo de digestión anaerobia en continuo: CSTR-1

El principal objetivo del primer ensayo en continuo (CSTR-1³) era asegurar que todo el sistema se mantenía dentro de los parámetros de diseño. Previamente, el sistema fue testado con agua durante varios días, comprobando caudales de entrada, de salida, tiempos de funcionamiento de las bombas, acumulación de volúmenes, estanqueidad, etc.

En la Tabla 21 se recogen los resultados del primer ensayo de digestión en continuo.

Tabla 21: Resultados del ensayo CSTR-1

Seguimiento proceso en continuo				
pH inicial = 6,9	pH final = 6,3	T _{digestor} = 36,5 °C		
Duración de ensayo (h)	Volumen de alimento introducido* (mL)	τ (días)	Volumen acumulado en el gasómetro (mL)	Producción diaria de biogás (mL/d)
0	0		10	
22,5	280	6,682	35	26,73
46,7	500	9,179	90	54,47
166,0	1300	12,431	290	40,22

Al comienzo del ensayo, hay volumen acumulado en el gasómetro. Este volumen es de aire, que entró en la probeta al voltearla sobre la cubeta de agua. Estos 10 mL no se tienen en cuenta como producción de biogás.

El valor de τ recogido en la Tabla 21 se calcula dividiendo el volumen del digestor (2000 mL) entre el caudal medio determinado en cada intervalo de tiempo entre dos medidas consecutivas. Este caudal se obtiene como la diferencia de volumen alimentado (mL) entre el tiempo (días) que transcurre entre dos medidas consecutivas.

Este valor “puntual” de τ permite comprobar el correcto funcionamiento del montaje. En este caso, tras el primer día de ensayo se obtuvo un valor de 6,682; algo alejado del valor de τ de diseño, de 10

³ En el ensayo CSTR-1, el alimento es fango mixto (sustrato).

días. Por esto, se redujo ligeramente la potencia de la bomba de alimentación, disminuyendo el caudal alimentado durante los sucesivos días.

El mando de la bomba de alimentación se mantuvo en esta posición para el resto de los ensayos.

En la Figura 29 se representa la producción acumulada durante el proceso de codigestión.

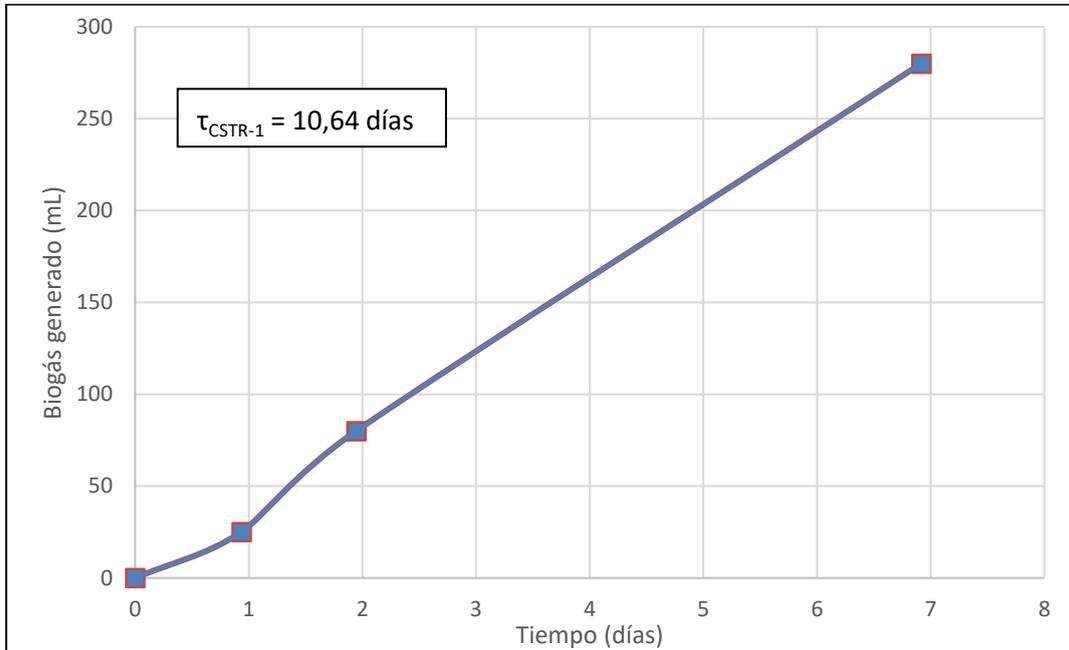


Figura 29: Volumen de biogás acumulado del ensayo CSTR-1

Durante este ensayo no se introdujo ningún cosustrato al digestor, alimentándose solamente con sustrato (fango mixto). La producción tiene un carácter lineal, tal y como se esperaba.

El valor de τ_{CSTR-1} que aparece en la Figura 29 se corresponde con el valor obtenido a partir del volumen del reactor y el caudal medio a lo largo de todo el ensayo, como se detalla a continuación.

$$\tau_{CSTR-1} \text{ (días)} = \frac{V_R}{Q_{ensayo}} = \frac{V_R}{\frac{V_{alim}}{t_{ensayo}}} = \frac{2000 \text{ (mL)}}{\frac{1300 \text{ (mL)}}{166,0 \text{ (h)} / 24 \text{ (h/d)}}} = 10,64 \text{ (días)} \quad (22)$$

7.3.2 Segundo ensayo de digestión anaerobia en continuo: CSTR-2

El segundo ensayo de digestión anaerobia fue planteado como un modelo de referencia o blanco. De esta manera, se obtienen unos datos de generación de biogás durante el proceso de digestión anaerobia tradicional, sin emplear ningún cosustrato. Por lo tanto, sólo se introdujo como alimento sustrato (fango mixto).

Al igual que para el ensayo CSTR-1, el valor de τ recogido en la Tabla 22 sirve para comprobar cada día que el caudal de fango introducido y extraído del sistema está dentro del orden de magnitud del valor de diseño.

Cabe destacar que, al tener el depósito de salida de fango marcas de graduación cada 250 mL, la incertidumbre en la medición del volumen extraído del sistema hace que “ τ ” varíe significativamente

al comprobarse a diario. En cualquier caso, el valor relevante de “ τ ” es el que se calcula al final de cada experimento, y que aparece en las figuras de producción de biogás acumulada de cada ensayo. Para su obtención se ha utilizado el caudal medio, calculado como el volumen total alimentado al sistema entre el tiempo de duración total del ensayo.

En la Tabla 22 se recogen los resultados del segundo ensayo de digestión anaerobia en continuo.

Tabla 22: Resultados del ensayo CSTR-2

Seguimiento proceso en continuo				
pH inicial = 7,46	pH final = 7,04	$T_{\text{digestor}} = 36,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$		
Duración del ensayo (h)	Volumen de alimento introducido (mL)	τ (días)	Volumen acumulado en el gasómetro (mL)	Producción diaria de biogás (mL/d)
0	0			25
20,4	250	6,79	70	53,0
45,4	600	5,96	130	57,5
69,5	850	8,02	165	34,9
140,5	1600	7,89	285	40,5
164,4	1800	9,95	330	45,2
190,3	2050	8,64	370	37,0
213,0	2150	18,94	415	47,5
213,3	2150		0	
237,4	2350	10,04	55	54,8
332,2	3150	9,87	210	39,3

Rellenado de la probeta

Representando gráficamente los datos de producción de la Tabla 22 de forma acumulada se obtiene la gráfica de la Figura 30. En los datos obtenidos se observa una tendencia lineal en la producción de biogás:

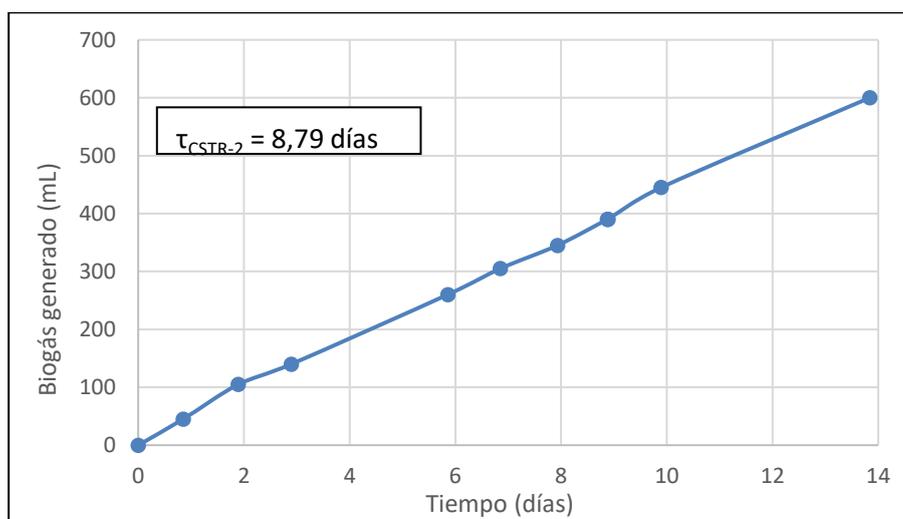


Figura 30: Volumen de biogás acumulado del ensayo CSTR-2

Se observa que, (comparándolo con el ensayo CSTR-1) con una mayor duración y mayor número de puntos, se mantiene una tendencia lineal en cuanto a la producción de biogás. La producción diaria media a lo largo de todo el ensayo es de 45,1 (mL/día), siendo el volumen medido a la temperatura ambiente del laboratorio, de 27 °C. Este valor medio se corresponde con la línea discontinua de la Figura 31.

La producción diaria se corresponde con la pendiente de la recta que se muestra en la Figura 30, permite comparar un ensayo de digestión con uno de codigestión. Si la producción de biogás aumenta en un determinado momento al introducir un cosustrato, ese aumento quedará plasmado en la pendiente al representar el volumen de biogás acumulado.

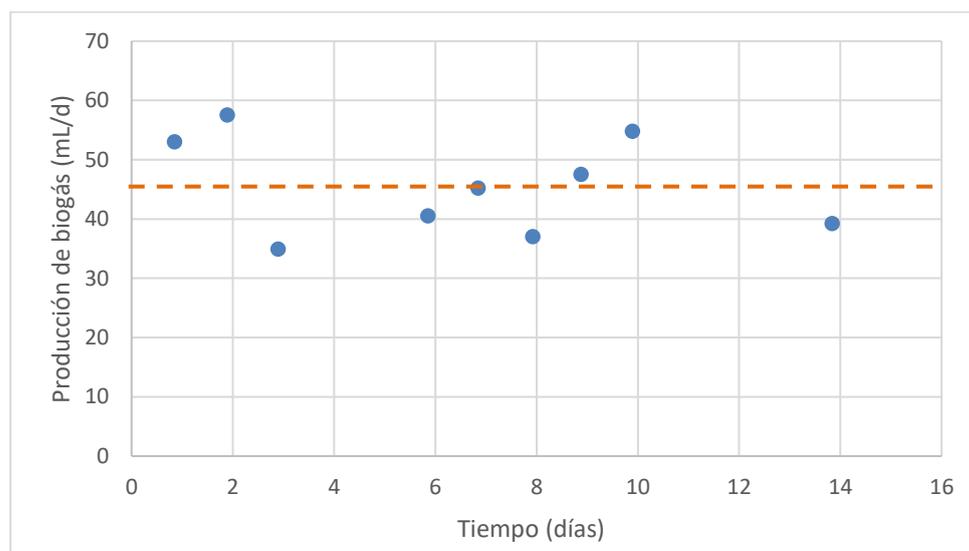


Figura 31: Producción diaria de biogás del ensayo CSTR-2

Por otra parte, un efecto negativo de un cosustrato en la producción de biogás, comparado con el proceso de digestión “de referencia” provocará una disminución del valor de al representar el volumen acumulado.

7.3.3 Primer ensayo de codigestión anaerobia: CSTR-3

Este ensayo de codigestión (fango mixto (sustrato) + almidón y glucosa (cosustrato)) se inició el 13/07/2021, manteniendo el contenido del digestor tras los 14 días del segundo ensayo CSTR-2. Esta es la forma normal de operar en una EDAR con codigestión anaerobia. En la Tabla 23 aparecen los resultados obtenidos en el ensayo CSTR-3.

Además, al analizar el fango mixto recibido ese día para alimentar el digestor, la concentración de sólidos estaba casi tres veces por encima del valor medido la vez anterior. Por esto, se decidió mantener una semana el digestor operando sin cosustrato, para ver la dinámica en la producción de biogás. En cualquier caso, al necesitar 2 días naturales para el análisis de sólidos (ST y SV) del fango, la adición de cosustrato no se puede realizar al comienzo del ensayo.

Tabla 23: Resultados del ensayo CSTR-3

Seguimiento proceso en continuo						
pH inicial = 7,04		pH final = 5,70		T _{digestor} = 36,9 °C		
Alimento	Duración del ensayo (h)	Volumen de alimento introducido (mL)	τ (días)	Volumen acumulado en el gasómetro (mL)	Producción diaria de biogás (mL/d)	
F. Mixto	0	0		35		
F. Mixto	22,1	250	7,36	80	48,9	
F. Mixto	45,4	500	7,77	115	36,1	
F. Mixto	70,3	800	6,93	145	28,9	
F. Mixto	140,2	1500	8,32	230	29,2	
F. Mixto + 130 mL cosustrato	164,8	1750	8,21	255	24,4	
F. Mixto	166,5	1750		30		Rellenado de la probeta
F. Mixto	189,5	2000	7,56	190	169,3	
F. Mixto + 70 mL cosustrato	212,1	2300	6,36	385	204,4	
F. Mixto	212,5	2300		0		Rellenado de la probeta
F. Mixto	234,5	2500	9,17	0	0,0	
F. Mixto	309,4	3000	12,49	330	105,7	
F. Mixto	309,5	3000		0		Rellenado de la probeta
	332,4	3300	6,35	170	178,6	

Como cosustrato se ha utilizado una mezcla de 5 g de Almidón y 5 g de Glucosa por litro, disolución con una DQO de 11935 mg/L.

Las celdas coloreadas de verde en la Tabla 23 se corresponden con los dos días donde se ha introducido cosustrato al digestor, que se corresponden con las horas 164,8 y 212,1 de ensayo, respectivamente. El volumen añadido fue de 130 mL y 70 mL. Estos volúmenes de la disolución de cosustrato se añadieron al depósito de alimentación.

La dosificación de cosustrato se realizó en dos días para mantener la proporción de cosustrato frente a sustrato alimentada en el depósito de alimentación, siendo así constante la concentración de cosustrato alimentada al reactor. En la Figura 32 se muestra un esquema con la forma de introducción del cosustrato.

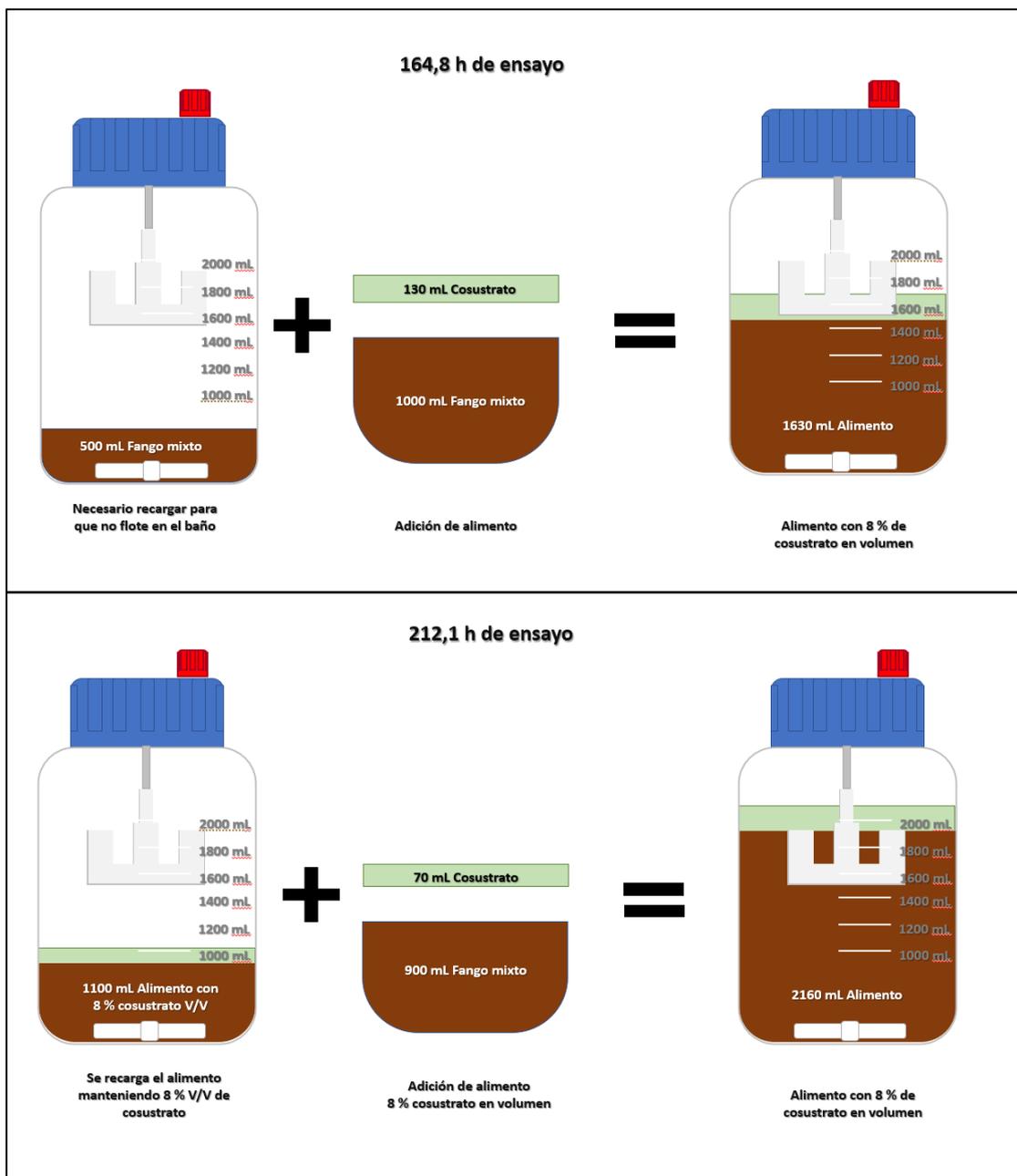


Figura 32: Introducción del cosustrato al tanque de alimento del sistema de codigestión

De esta manera, el cosustrato empezó a entrar al digestor en la siguiente temporización para arrancar la bomba (menos de 3 horas tras la recarga del depósito).

No obstante, al registrar la producción de biogás cada día, solo se puede apreciar el incremento de producción en la toma de datos posterior al día de recarga de cosustrato.

En la Figura 33 se representan los datos obtenidos en el ensayo de codigestión CSTR-3, representando de forma acumulada el volumen de biogás producido por el sistema de codigestión. Como se puede apreciar tanto en la Tabla 23 como en la Figura 33, en el momento de la adición del cosustrato, la producción diaria de biogás aumenta de forma considerable, tal y como indica la pendiente de la gráfica.

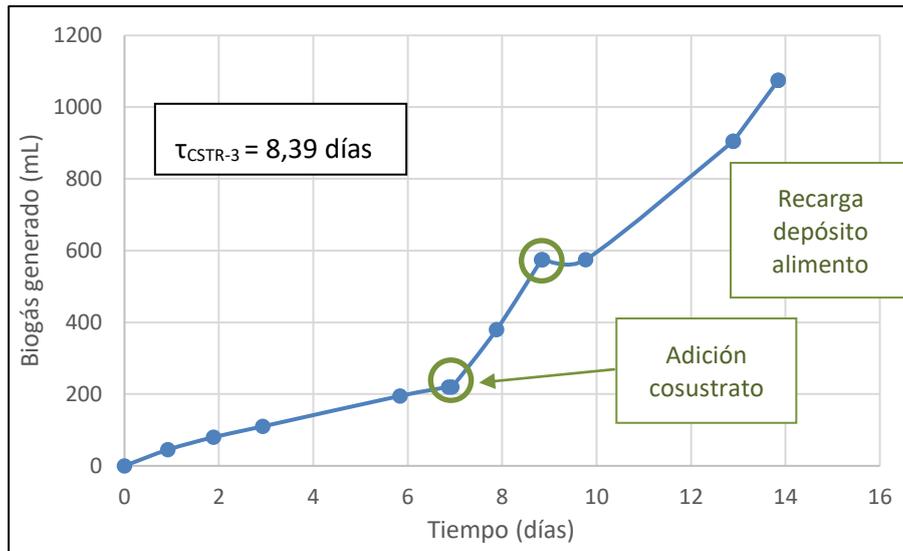


Figura 33: Volumen de biogás acumulada del ensayo CSTR-3

Al recargar el alimento (la segunda adición de cosustrato), la producción fue nula. Este valor se debe a un fallo de la bomba peristáltica de alimentación al digestor: en las 24 horas anteriores a la recarga del depósito de alimentación, el valor de τ disminuyó significativamente (hasta 6,36 días), pues el caudal alimentado fue de 300 mL/día en lugar de los 200 mL/día planificados.

Para aumentar el valor de τ , se redujo la potencia de dicha bomba, con la mala suerte de que el motor no pudiera arrancar. Al día siguiente se aumentó la potencia de la bomba hasta que arrancaba, comprobando su correcto funcionamiento antes de ponerla con el temporizador. Tras esta corrección, los valores de caudal alimentado y volumen de biogás producido fueron acordes a lo esperado en los días siguientes.

De la misma forma que con el ensayo CSTR-2, se muestra en la Figura 34 la producción diaria de biogás a lo largo del ensayo CSTR-3, que se corresponde con la pendiente de la recta de la Figura 33 en cada punto de medición.

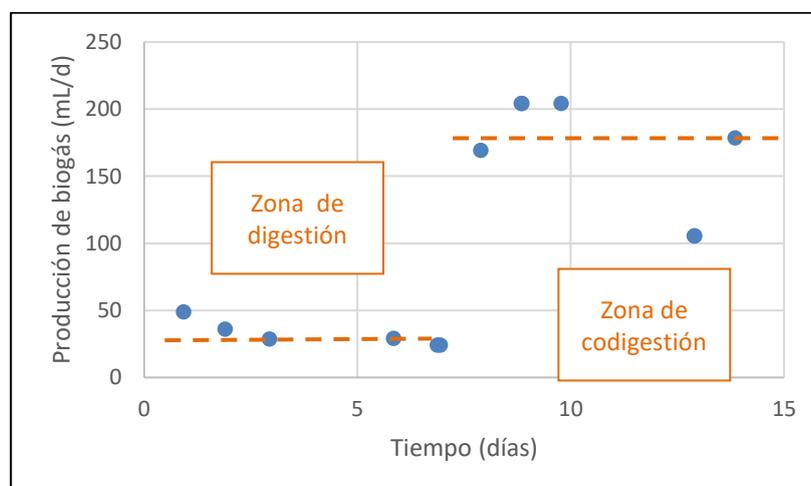


Figura 34: Producción diaria de biogás del ensayo CSTR-3

Se puede apreciar como antes de la introducción del cosustrato, el valor de la producción diaria se encuentra ligeramente por debajo de 50 mL/día (siendo la media de esta zona 34,6 mL/día), incrementándose significativamente tras la adición del cosustrato el séptimo día, hasta un valor medio de 165,5 mL/día. Este incremento de la producción es del 378,32 % (empleando los valores medios).

Hay que tener en cuenta que, un aumento de la producción de biogás es consecuencia del aumento de la actividad bacteriana, que a su vez se corresponde con un aumento en su población. Por lo general, no es recomendable alimentar al reactor cantidades o concentraciones que hagan crecer significativamente la población microbiana si no se puede mantener a lo largo del tiempo. Si tras la formación de nuevos individuos, con el aumento de producción de biogás que eso conlleva, no se mantiene la dinámica de crecimiento; o al menos un balance neutro del gasto de materia orgánica en el digestor, la síntesis de AGV puede descompensarse y terminar por acidificar el medio del digestor, como ocurrió al final de este último ensayo (ver pH final en la Tabla 23).

7.4 Análisis del biogás

El análisis de la composición del biogás se ha realizado por diferencia, midiendo la concentración de CO_2 y obteniendo la concentración de CH_4 suponiendo que el biogás está formado exclusivamente por metano y dióxido de carbono. De acuerdo con (Pastor Estévez, 2018), la composición aproximada de metano en el biogás se puede obtener a partir de la concentración de CO_2 en el biogás. Se desprecian otros componentes que puede haber en mayor medida, como es el H_2S .

En este caso, al final de la parte experimental del trabajo, se analizó el porcentaje de CO_2 de 4 frascos del ensayo PBM-2, así como el reactor, y también se analizó el contenido de H_2S en el digestor al final del ensayo CSTR-3.

En la Figura 35 se muestran los tubos de absorción tras las medidas.



Figura 35: Análisis del biogás: tubos de absorción

Todos los tubos medidores de CO₂ dan una medida alrededor del 12 % en volumen. De esta forma, se ha estimado por diferencia que la concentración de metano en el biogás es del 88 % en volumen.

Es necesario destacar que los valores de concentración de metano en esta sección se alejan significativamente de los esperados según distintos autores (Lo Guzzo, 2017; Angelidaki, *et al.* 2009; Campos, 2001; Metcalf & Eddy, 2014b; Pastor Estévez, 2018; Pacherras Ato, 2018). Estos valores oscilan alrededor del 65 % en volumen. Los resultados también se han obtenido por diferencia, midiendo la concentración de dióxido de carbono.

Por esto, se empleará este valor bibliográfico de concentración de CH₄ para el diseño del digestor y los componentes que utilicen el biogás.

La medida de la concentración de H₂S se realizó directamente de la toma de muestras del digestor del montaje CSTR. Una primera medida dio el valor máximo de concentración los tubos para este compuesto (120 ppm en volumen).

Los valores bibliográficos de concentración de sulfuro de hidrógeno tienen un carácter muy variable (180 a 200 ppm en el trabajo de (Lo Guzzo, 2017), en torno a 300 ppm para (Martín Jiménez, 2018)), dependiendo fuertemente de los compuestos alimentados. En cualquier caso, es un componente del biogás que tiene carácter de traza, superando raramente la decena de millar de ppm.

8 DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

Para la elaboración de este apartado se ha asumido que los equipos normalmente presentes en una EDAR con tratamiento de fangos se encuentran en la línea previamente, siendo necesario el diseño de los distintos elementos que permiten el aprovechamiento energético del fango generado en la estación depuradora.

El diseño de la instalación comprende el cálculo y dimensionamiento del digester y de los distintos elementos que permiten su correcto funcionamiento, así como una línea de gas que permite canalizar y almacenar el biogás para su posterior aprovechamiento.

8.1 Diseño del digester anaerobio

El reactor anaerobio es una parte fundamental del sistema de digestión, es el recipiente en el que tienen lugar las reacciones bioquímicas que generan el biogás. Aunque hay dos configuraciones posibles para el digester: digestión en dos etapas o TSD (*Two-Stage Digestion*) y digestión en etapa única a gran velocidad o SSHRD (*Single-Stage High-Rate Digestion*); la reacción en dos etapas raramente se emplea en diseños actuales debido a varias desventajas. Entre otras, necesita mayor volumen de reacción (emplea dos reactores idénticos, uno de ellos agitado) y mayor potencia de bombeo, sin ofrecer a cambio una mayor producción de biogás (Metcalf & Eddy, 2014a).

La solución adoptada en este trabajo incluye un único digester, compuesto por un tanque cilíndrico de mezcla completa (CSTR, *continuous stirred tank reactor*) con agitación. El material de construcción del digester es hormigón. Tal y como se ha explicado en puntos anteriores, el digester opera en el rango de temperatura mesófila (alrededor de 37 °C).

8.1.1 Geometría del digester

El volumen del reactor se calcula directamente con el tiempo de retención hidráulico. El valor de τ empleado en la parte experimental del trabajo se debe fundamentalmente a las limitaciones técnicas del montaje a escala laboratorio: las bombas no eran capaces de dar un caudal tan pequeño como para emplear los valores normales en instalaciones a tamaño industrial de tiempo de retención hidráulico con el que operan los digestores de las EDAR. Un valor menor de τ facilitaba significativamente la operación del montaje a escala laboratorio, permitiendo obtener conclusiones del comportamiento del sistema cuando se introducían el cosustrato.

Para el diseño, se ha empleado un valor de τ de 20 días. Valores de 20 a 25 días permiten que el efluente del digester haya perdido en torno a un 50 % de la carga orgánica con la que entraba al sistema. Al ser el co-sustrato más rápidamente biodegradable, es la eliminación de la carga orgánica del fango la etapa limitante.

$$V_R = \tau \cdot Q_{FM} \quad (23)$$

$$V_R = 20 \text{ (días)} \cdot 120 \left(\frac{m^3}{\text{día}} \right) = 2400 \text{ (m}^3\text{)}$$

Este volumen es el ocupado por el fango y el co-sustrato en digestión, hay que tener en cuenta que el reactor ha de tener una zona de vaciado (truncocónica), rociadores para evitar formación de espumas y una zona donde se acumule el biogás producido. Un valor de diseño para el factor de sobredimensionamiento, que pretende asegurar el espacio para estos fines es 1,25; inferior al valor de 1,4 empleado por (Lo Guzzo, 2017).

De esta manera, el volumen del reactor corregido es:

$$V'_R = 1,25 \cdot 2400 \text{ (m}^3\text{)} = 3000 \text{ (m}^3\text{)}$$

Por tanto, a partir de V'_R se obtiene un valor para la base cilíndrica del digestor una vez que se fija la altura del depósito. Tanto la altura como el espesor de los muros y la base están condicionados por la disposición elegida para el digestor. En la mayoría de los casos prácticos, los digestores de gran tamaño se construyen con hormigón, por lo que una altura de lámina de fluido muy elevada obliga a emplear muros de mayor grosor. Además, esta mayor altura hidráulica favorece fugas al ser mayor la presión, complicando los trabajos de mantenimiento y comprometiendo la vida del equipo **Fuente especificada no válida.**

De esta forma, la columna hidráulica del tanque se limita a 5 metros. A partir de este valor se obtiene el diámetro del tanque.

$$V_R = \pi \cdot \frac{D_{\text{digestor}}^2}{4} \cdot H_W \quad (24)$$

$$D_{\text{digestor}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2400 \text{ (m}^3\text{)}}{\pi \cdot 5 \text{ (m)}}} = 24,72 \text{ (m)} \approx 24,8 \text{ (m)}$$

Con el diámetro interior del digestor, a partir de V'_R se obtiene la altura de resguardo, que se corresponde con la altura de la cara cilíndrica interna del digestor.

$$H_{\text{resg}} = \frac{3000 \text{ (m}^3\text{)}}{\pi \cdot \frac{24,8^2}{4} \text{ (m}^2\text{)}} = 6,21 \text{ (m)} \approx 6,20 \text{ (m)}$$

En la Figura 36 aparece un esquema de la configuración geométrica del digestor anaerobio. En el Plano 2 del proyecto se puede ver tanto la planta como el alzado del digestor anaerobio.

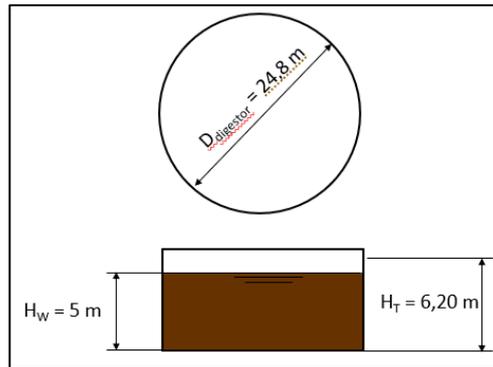


Figura 36: Geometría del digestor

8.1.2 Cálculos estructurales y tipo de hormigón

La finalidad de este apartado es justificar las decisiones técnicas que hay que tomar para el cumplimiento de la normativa que atañe a la construcción del digestor. Los parámetros y la clasificación de los materiales, establecida en función de la exposición de los mismos, asegura un correcto funcionamiento durante un tiempo de proyecto de 50 años.

Por tanto, esta sección incluye la información técnica necesaria para que un ingeniero civil pueda realizar el cálculo de la estructura: un pequeño predimensionamiento de la estructura de hormigón y una clasificación del medio en el que trabaja, permitiendo seleccionar correctamente los materiales de construcción y la posterior elaboración de los planos. No se tendrán en cuenta cálculos de acciones permanentes, variables y accidentales ni sus combinaciones. Tampoco es preceptivo hacer la comprobación de ELU (Estado Límite Último) de la estructura ni el dimensionamiento de las armaduras.

- **Exposición ambiental del hormigón y recubrimiento**

La Instrucción Española del Hormigón Estructural es la norma que atañe al cálculo y seguridad de estructuras de hormigón. Es de obligado cumplimiento en todo el territorio nacional.

En su Capítulo VII se definen las distintas características del hormigón y su armadura para que la estructura tenga una durabilidad compatible con la vida útil para la que ha sido proyectada. Dentro de este Capítulo, en el "Artículo 37.3 Durabilidad" es necesario caracterizar el tipo de ambiente al que va a estar sometida la estructura, clasificándolos en la tabla 8.2.2 según su agresividad a los materiales. En la Figura 37 aparece el ambiente seleccionado (IIa) para la exposición ambiental dentro de esta tabla.

Tabla 8.2.2
Clases generales de exposición relativas a la corrosión de las armaduras

CLASE GENERAL DE EXPOSICIÓN				DESCRIPCIÓN	EJEMPLOS
Clase	Subclase	Designación	Tipo de proceso		
Normal	Humedad alta	Ila	Corrosión de origen diferente de los cloruros	<ul style="list-style-type: none"> – Interiores sometidos a humedades relativas medias altas (> 65%) o a condensaciones. – Exteriores en ausencia de cloruros, y expuestos a lluvia en zonas con precipitación media anual superior a 600 mm. – Elementos enterrados o sumergidos. 	<ul style="list-style-type: none"> – Elementos estructurales en sótanos no ventilados. – Cimentaciones. – Estribos, pilas y tableros de puentes en zonas, sin impermeabilizar con precipitación media anual superior a 600 mm. – Tableros de puentes impermeabilizados, en zonas con sales de deshielo y precipitación media anual superior a 600 mm. – Elementos de hormigón, que se encuentren a la intemperie o en las cubiertas de edificios en zonas con precipitación media anual superior a 600 mm. – Forjados en cámara sanitaria, o en interiores en cocinas y baños, o en cubierta no protegida.

Figura 37: Designación Ila del hormigón estructural. Tabla 8.2.2 de la Instrucción EHE

Inmediatamente después en el EHE aparece la Tabla 8.2.3.a, donde se especifican otros procesos de deterioro distintos de la corrosión, que es necesario tener en cuenta. En la Figura 38 aparece el tipo de deterioro (agresividad química media), con designación Qa seleccionado.

Tabla 8.2.3.a
Clases específicas de exposición relativas a otros procesos de deterioro distintos de la corrosión

CLASE ESPECÍFICA DE EXPOSICIÓN				DESCRIPCIÓN	EJEMPLOS
Clase	Subclase	Designación	Tipo de proceso		
Química Agresiva	Débil	Qa	Ataque químico	– Elementos situados en ambientes con contenidos de sustancias químicas capaces de provocar la alteración del hormigón con velocidad lenta (ver tabla 8.2.3.b).	<ul style="list-style-type: none"> – Instalaciones industriales, con sustancias débilmente agresivas según tabla 8.2.3.b. – Construcciones en proximidades de áreas industriales, con agresividad débil según tabla 8.2.3.b.

Figura 38: Designación Qa del hormigón estructural. Tabla 8.2.3a de la Instrucción EHE

En la Tabla 8.2.3.b se especifican los rangos de algunos parámetros para facilitar la selección de la designación del hormigón. Para realizar la selección de la designación Qa de la Figura 38 se ha tenido en cuenta el funcionamiento normal del digestor en cuanto a acidez, alrededor de la neutralidad.

En la Figura 39 aparece la tabla 8.2.3.b del EHE.

Tabla 8.2.3.b
Clasificación de la agresividad química

TIPO DE MEDIO AGRESIVO	PARÁMETROS	TIPO DE EXPOSICIÓN		
		Qa	Qb	Qc
		Ataque débil	Ataque medio	Ataque fuerte
AGUA	VALOR DEL pH, según UNE 83.952	6,5-5,5	5,5-4,5	< 4,5
	CO_2 AGRESIVO (mg CO_2/l), según UNE-EN 13.577	15-40	40-100	> 100
	IÓN AMONIO (mg NH_4^+/l), según UNE 83.954	15-30	30-60	> 60
	IÓN MAGNESIO (mg Mg^{2+}/l), según UNE 83.955	300-1.000	1.000-3.000	> 3.000
	IÓN SULFATO (mg SO_4^{2-}/l), según UNE 83.956	200-600	600-3.000	> 3.000
	RESIDUO SECO (mg/l), según UNE 83.957	75-150	50-75	< 50
SUELO	GRADO DE ACIDEZ BAUMANN-GULLY (ml/kg), según UNE 83.962	> 200	(*)	(*)
	IÓN SULFATO (mg SO_4^{2-}/kg de suelo seco), según UNE 83.963	2.000-3.000	3.000-12.000	> 12.000

(*) Estas condiciones no se dan en la práctica.

Figura 39: Tabla 8.2.3.b de la Instrucción EHE

Uno de los principales compuestos que dañan el hormigón y suele estar presente en los sistemas de digestión anaerobia es el ácido sulfhídrico y el ácido sulfúrico, estando este último en una proporción mucho menor. No obstante, se ha comprobado que la constante de Henry para el H₂S es menor a la unidad en el agua, para el rango de temperatura mesófila. Esto quiere decir que la concentración de H₂S es superior en la fase gas que en la fase líquida del digestor. En la Figura 40 aparecen las constantes de Henry del H₂S en el agua para distintas temperaturas.

<i>t</i> , °C	0	5	10	15	20	25	30	35
10 ⁻² × <i>H</i>	2.68	3.15	3.67	4.23	4.83	5.45	6.09	6.76
<i>t</i> , °C	40	45	50	60	70	80	90	100
10 ⁻² × <i>H</i>	7.45	8.14	8.84	10.3	11.9	13.5	14.4	14.8

International Critical Tables, vol. 3, p. 259.

Figura 40: Constantes de Henry para H₂S en agua. (Poling, Thomson, Friend, Rowley, y Wilding, 2008)

Se elige por tanto un tipo de exposición *Qa* (ataque débil) del hormigón. Por tanto, el tipo de ambiente seleccionado es del tipo *Ila+Qa*.

A continuación, se muestra en la Figura 41 la selección realizada en los distintos subapartados de la Tabla 37.2.4.1 del EHE para seleccionar el recubrimiento necesario para asegurar la durabilidad del hormigón.

Clase de exposición	Tipo de cemento	Resistencia característica del hormigón [N/mm ²]	Vida útil de proyecto (<i>t_p</i>), (años)	
			50	100
II a	CEM I	25 ≤ <i>f_{ck}</i> < 40	15	25
		<i>f_{ck}</i> ≥ 40	10	20
	Otros tipos de cementos o en el caso de empleo de adiciones al hormigón	25 ≤ <i>f_{ck}</i> < 40	20	30
		<i>f_{ck}</i> ≥ 40	15	25

Clase de exposición	Tipo de cemento	Resistencia característica del hormigón [N/mm ²]	Vida útil de proyecto (<i>t_p</i>), (años)	
			50	100
Qa	CEM III, CEM IV, CEM II/B-S, B-P, B-V, A-D u hormigón con adición de microsilice superior al 6% o de cenizas volantes superior al 20%	—	40	55
	Resto de cementos utilizables	—	*	*

Figura 41: Selección del recubrimiento del hormigón en función del tipo de ambiente, recorte de las Tablas 37.2.4.1.a y 37.2.4.1.c de la Instrucción EHE

Se selecciona por tanto el recubrimiento más desfavorable, correspondiente al ataque químico de tipo Qa . Para calidades del hormigón superiores a las indicadas en la primera fila de la clase de ataque químico tipo Qa (las opciones marcadas con *), se indica “estas situaciones obligarían a recubrimientos excesivos”. Por lo tanto, se toma 55 mm de recubrimiento como valor de diseño, estando por el lado de la seguridad y durabilidad de la estructura de hormigón.

El recubrimiento del hormigón se define como el espesor de la capa de hormigón entre la armadura y la cara externa de la estructura, o la distancia entre la armadura y el encofrado durante el proceso de fraguado del hormigón, como se puede ver en la Figura 42.

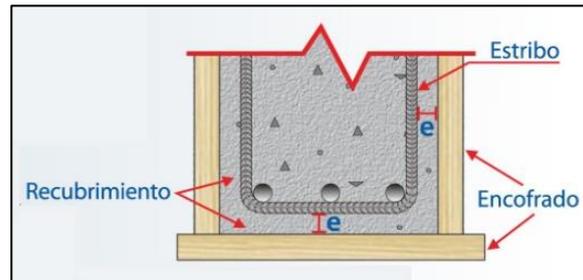


Figura 42: Recubrimiento del hormigón. (Fuente: Aceros Arequipa).

- **Predimensionamiento de la losa**

La losa de hormigón, junto con el muro, se encarga de transmitir los esfuerzos estructurales permanentes y variables hacia el terreno.

Tras la excavación y nivelación del terreno, es necesario disponer una capa de zahorra de 20 cm de espesor, y verter posteriormente una subbase de 10 cm de hormigón de limpieza (HM-15) protegido por una lámina de polietileno. La misión principal de esta lámina es reducir el rozamiento entre la capa de grava y la subbase. Esta capa también es impermeable, evitando la pérdida de agua durante el fraguado y aísla la subbase de la humedad del terreno (empleando solapamiento de 50 cm se asegura la estanqueidad).

La losa irá apoyada directamente sobre la subbase, siendo ambas de espesor constante. Según (Jiménez Montoya, 2008) un espesor de la losa recomendable es:

$$h_s = 0,12 \cdot H_T \text{ (m)} \quad (25)$$

$$h_s = 0,12 \cdot 6,20 = 0,744 \text{ (m)} \approx 0,75 \text{ (m)}$$

- **Predimensionamiento del muro**

De la configuración geométrica del digestor se obtiene la altura de la lámina de fluido (fango en digestión), de 5 metros. Para un 5 % de ST en el fango (mezcla fango-co-sustrato), se puede utilizar una densidad relativa $s = 1,01$ (Eddy, 2014b). En cualquier caso, se suele utilizar comúnmente en cálculos con agua un peso específico de $\gamma = 10 \text{ (kN/m}^2\text{)}$, siendo un valor ligeramente conservador, estando por el lado de la seguridad.

Para estos valores de altura de lámina de agua ($H_w \leq 6 \text{ (m)}$), en el diseño de depósitos cilíndricos de hormigón, (Jiménez Montoya, 2008) recomienda utilizar la siguiente expresión para obtener el espesor del muro:

$$e = 0,05 \cdot H_T + 0,01 \cdot R \text{ (m)} \quad (26)$$

Siendo R el radio del depósito.

$$e = 0,05 \cdot 6,2 + 0,01 \cdot \frac{24,8}{2} = 0,434 \approx 0,45 \text{ (m)}$$

- **Clase de hormigón**

Para garantizar la estabilidad del hormigón durante los años proyectados, así como la colaboración a la protección de las armaduras frente a la corrosión del medio de digestión, es necesario emplear un hormigón de permeabilidad reducida. En la Figura 43 se pueden ver las Tablas 37.3.2.a y 37.3.2.b de la Instrucción EHE, donde se fijan valores de calidad del hormigón en función del tipo de ambiente al que está expuesto.

Tabla 37.3.2.a Máxima relación agua/cemento y mínimo contenido de cemento														
Parámetro de dosificación	Tipo de hormigón	Clase de exposición												
		I	Ila	Ilb	IIa	IIb	IIc	IV	Qa	Qb	Qc	H	F	E
Máxima relación a/c	Masa	0,65	—	—	—	—	—	—	0,50	0,50	0,45	0,55	0,50	0,50
	Armado	0,65	0,60	0,55	0,50	0,50	0,45	0,50	0,50	0,50	0,45	0,55	0,50	0,50
	Pretensado	0,60	0,60	0,55	0,45	0,45	0,45	0,45	0,50	0,45	0,45	0,55	0,50	0,50
Mínimo contenido de cemento (kg/m ³)	Masa	200	—	—	—	—	—	—	275	300	325	275	300	275
	Armado	250	275	300	300	325	350	325	325	350	350	300	325	300
	Pretensado	275	300	300	300	325	350	325	325	350	350	300	325	300

Tabla 37.3.2.b Resistencias mínimas recomendadas en función de los requisitos de durabilidad (*)														
Parámetro de dosificación	Tipo de hormigón	Clase de exposición												
		I	Ila	Ilb	IIa	IIb	IIc	IV	Qa	Qb	Qc	H	F	E
Resistencia mínima (N/mm ²)	Masa	20	—	—	—	—	—	—	30	30	35	30	30	30
	Armado	25	25	30	30	30	35	30	30	30	35	30	30	30
	Pretensado	25	25	30	30	35	35	35	30	35	35	30	30	30

Figura 43: Tablas 37.3.2.a y 37.3.2.b de la Instrucción EHE

Para hormigón armado sometido a una exposición tipo $IIa+Qa$ es necesario emplear una relación máxima de agua/cemento de 0,5; una dosificación máxima de cemento en el hormigón de 325 (kg/m³) y debe de tener una resistencia mínima de 30 (N/mm²).

- **Clase de acero**

El tipo de acero seleccionado para la conformación de las armaduras es acero corrugado tipo B500 S, con un límite elástico $f_{yk} \geq 500 \text{ (N/mm}^2\text{)}$. En la Figura 44 aparecen las propiedades de este tipo de acero.

Tabla 32.2.a
Tipos de acero corrugado

Tipo de acero		Acero soldable		Acero soldable con características especiales de ductilidad	
		B 400 S	B 500 S	B 400 SD	B 500 SD
Designación		B 400 S	B 500 S	B 400 SD	B 500 SD
Límite elástico, f_y (N/mm ²) ⁽¹⁾		≥ 400	≥ 500	≥ 400	≥ 500
Carga unitaria de rotura, f_u (N/mm ²) ⁽¹⁾		≥ 440	≥ 550	≥ 480	≥ 575
Alargamiento de rotura, ϵ_{uS} (%)		≥ 14	≥ 12	≥ 20	≥ 16
Alargamiento total bajo carga máxima, ϵ_{max} (%)	Acero suministrado en barra	≥ 5,0	≥ 5,0	≥ 7,5	≥ 7,5
	Acero suministrado en rollo ⁽²⁾	≥ 7,5	≥ 7,5	≥ 10,0	≥ 10,0
Relación f_u/f_y ⁽²⁾		≥ 1,05	≥ 1,05	$1,20 < f_u/f_y < 1,35$	$1,15 < f_u/f_y < 1,35$
Relación $f_{yreal}/f_{ynominal}$		—	—	≤ 1,20	≤ 1,25

Figura 44: Características del acero para armaduras. Tabla 32.2.a de la Instrucción EHE

8.1.3 Cubierta del digestor

La tipología de cubierta para los digestores de estructura de hormigón es muy variada. En la Figura 45 aparecen los más comunes.

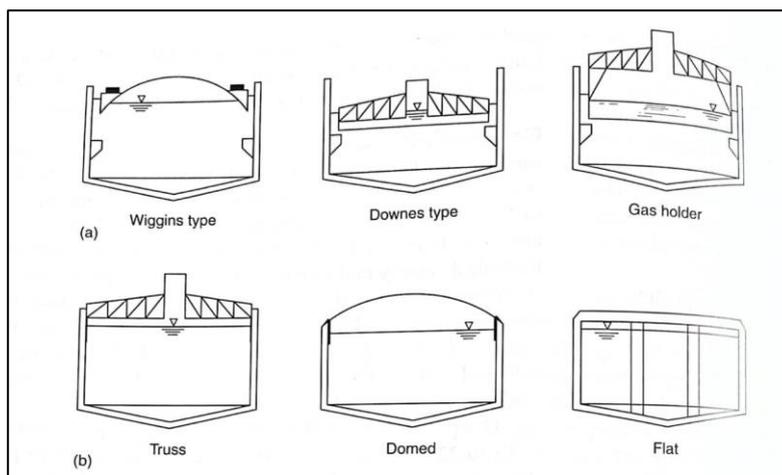


Figura 45: Tipos de cubierta para un digestor anaerobio. (Fuente: (Eddy, 2014b))

Se ha optado por elegir una cubierta plana, de polímero reforzado con fibra de vidrio, proporcionándose a la cubierta una ligera pendiente para facilitar la evacuación del agua pluvial. La estanqueidad del digestor se asegura mediante el junteo de la cubierta en su zona de apoyo con el muro.

8.1.4 Sistema de agitación

La agitación de un medio de reacción favorece la disolución de los reactivos, mejora el contacto entre ellos, garantiza la homogeneidad de las fases de reacción y aumenta la transferencia de calor en el mismo.

Por ello, el digestor anaerobio debe tener un sistema de agitación para mejorar el rendimiento de la etapa de reacción. Hay numerosas configuraciones posibles para mantener un movimiento constante en el interior del digestor, como se puede apreciar en la Figura 46.

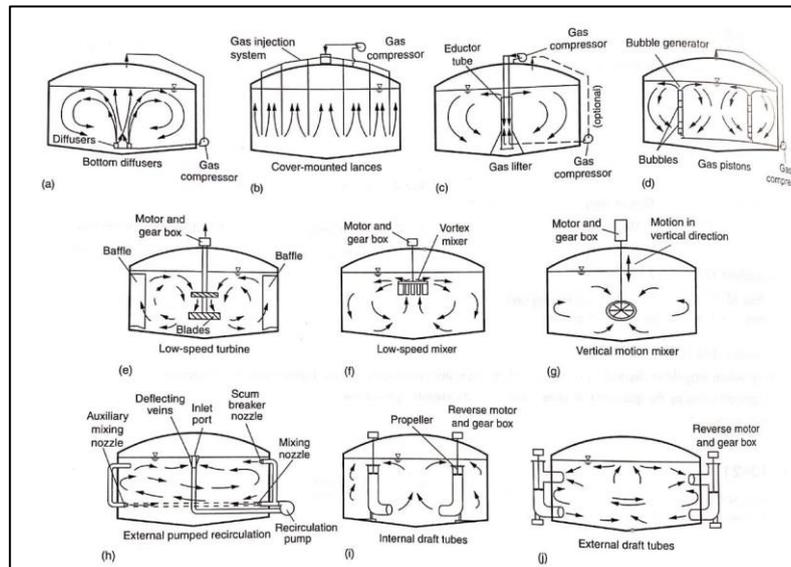


Figura 46: Principales configuraciones de agitación para un digestor anaerobio. Fuente: (Eddy, 2014b)

Debido a la gran anchura del digestor, con relación a su altura, se ha optado por diseñar un sistema de inyección de biogás. En esta configuración, parte del biogás almacenado en el gasómetro es aspirado por un soplante y posteriormente conducido a un sistema de distribución del biogás en el fondo del digestor, donde asciende y se recoge en la zona superior. De esta manera se mantienen las condiciones anaerobias en el digestor.

Dependiendo de la configuración del sistema, el caudal de biogás a inyectar en el digestor varía significativamente. Para un sistema no confinado, donde las tuberías de entrada de biogás están en contacto con el fango en digestión, se recomienda un caudal de 0,0045 a 0,005 ($m^3N/m^3 \cdot min$) (Eddy, 2014b).

A partir de este valor se calcula el caudal de biogás necesario en el digestor:

$$\dot{V}_{biogás} = 2400 (m^3) \cdot 0,005 \left(\frac{m^3N}{m^3 \cdot min} \right) = 12 \left(\frac{m^3N}{min} \right)$$

Este caudal se debe suministrar a una presión tal que no permita la entrada de fango en digestión en las conducciones de entrada de biogás. Para evitar por completo la entrada de fango en la línea de biogás para agitación se toma una presión ligeramente superior a la que ejerce la columna de fluido en el digestor (*mca*).

Por tanto, la salida de biogás debe de ser de 12 (m^3/min) y tener una presión de al menos 6 *mca*. Para poder elegir un modelo comercial es necesario expresar las necesidades de caudal y presión en las del catálogo seleccionado.

Por tanto, teniendo en cuenta que el gasómetro tiene una sobrepresión de 50 (mbar):

$$\dot{V}_{biogás} = 12 \left(\frac{m^3}{min} \right) \cdot 60 \left(\frac{min}{h} \right) = 720 \left(\frac{m^3 N}{h} \right)$$

$$\Delta P_{biogás} = P_{comp} - P_{asp} = \frac{6 \text{ (mca)}}{10,22 \left(\frac{mca}{bar} \right)} - 0,05 \text{ (bar)} = 537 \text{ (mbar)}$$

En la Figura 47 aparecen las curvas características de los distintos soplantes para entornos ATEX (atmósfera explosiva) del fabricante *BARMATEC*, y en rojo aparecen las condiciones nominales de operación.

En los Planos 3 y 4 del proyecto se puede ver la disposición de las conducciones de inyección de biogás para la agitación del digestor.

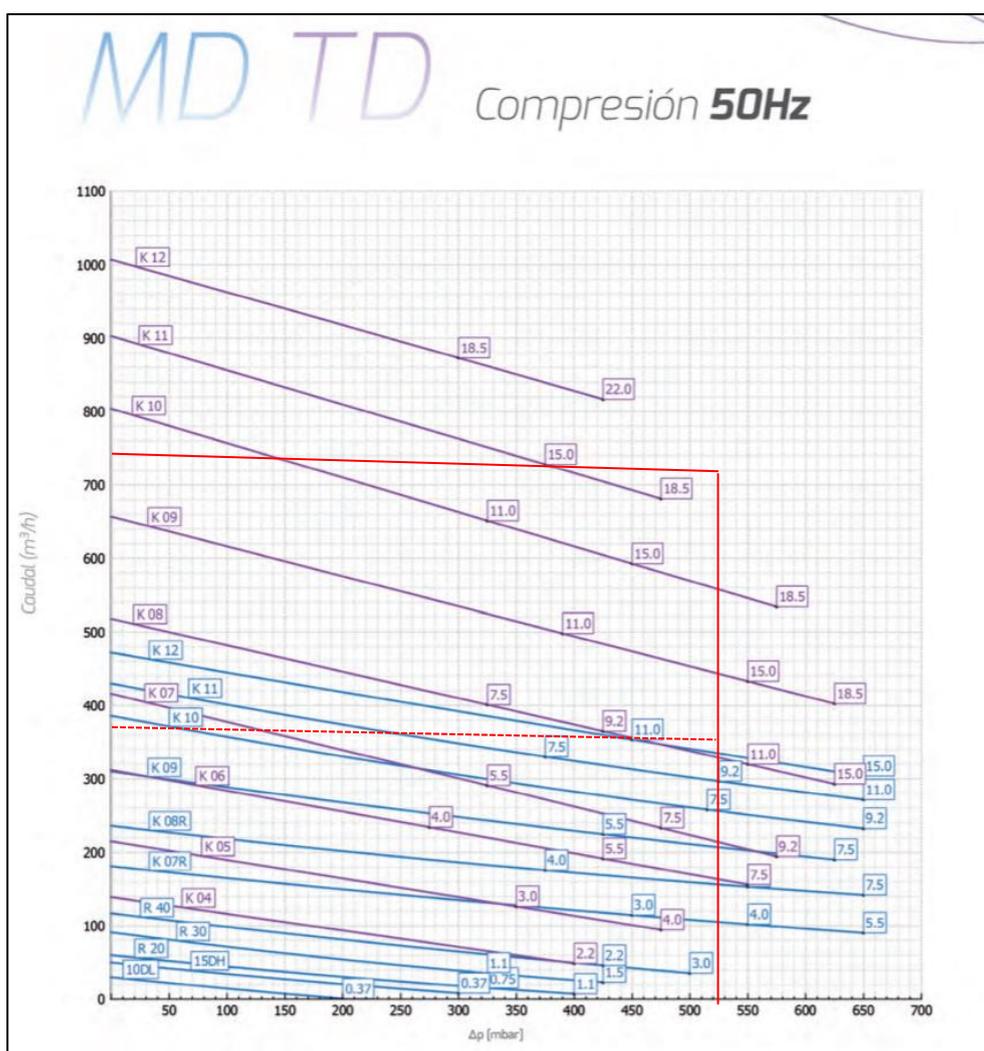


Figura 47: Catálogo de soplantes *BARMATEC MD TD ATEX*. (Fuente: *BARMATEC*, noviembre 2021)

Es necesario instalar dos soplantes *BARMATEC MD TD ATEX K 09* (Figura 48) en paralelo, dividiendo el caudal entre ambos para poder alcanzar la sobrepresión necesaria para vencer el peso de la columna de agua.



Figura 48: Soplante BARMATEC serie MD TD ATEX. (Fuente: BARMATEC, noviembre 2021)

8.1.5 Sistema de mantenimiento de la temperatura mesófila

Para asegurar la estabilidad del microbiota del digester y de las condiciones de generación de biogás, es necesario que la temperatura del contenido del digester se mantenga en la zona de operación. Una de las principales ventajas de elegir la digestión mesófila es que se obtienen porcentajes de reducción de materia orgánica aceptables para unas necesidades térmicas que se pueden suplir con el aprovechamiento térmico de los gases de escape de la cogeneración.

Para calcular las necesidades de calor del digester es necesario tener en cuenta el calor a aportar a la corriente de entrada y las pérdidas de calor al exterior. Para el cálculo dentro de este apartado se ha especificado una temperatura de diseño de 37°C y se asume régimen estacionario.

- **Aporte de calor a la corriente de entrada**

Las condiciones de entrada del fango mixto/co-sustrato dependen de la temperatura de los fangos generados en el reactor biológico, que serán espesados posteriormente. Por lo general, la temperatura de operación del reactor biológico de una EDAR está comprendidas entre los 16°C y 26,5°C. Mayores temperaturas permiten una mayor reducción de materia orgánica para una misma edad de los fangos.

El caudal de fango (mezcla fango mixto/co-sustrato) a calentar es:

$$\dot{V}_{FM} = 120 \left(\frac{m^3}{d} \right) \cdot 1000 \left(\frac{L}{m^3} \right) \cdot \frac{1}{24 \cdot 3600} \left(\frac{d}{s} \right) = 1,389 \left(\frac{L}{s} \right)$$

Suponiendo una temperatura de entrada de la mezcla de 22°C, el calor a aportar a la corriente es:

$$\dot{Q}_{FM} (kW) = m \cdot Cp \cdot \Delta T = \dot{V}_{FM} \cdot \rho_{FM} \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (27)$$

$$\dot{Q}_{FM} (kW) = 1,389 \left(\frac{L}{s} \right) \cdot 1,01 \left(\frac{kg}{L} \right) \cdot 4,20 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (37 - 22) (^\circ C) = 88,38 (kW)$$

- **Pérdidas de calor al ambiente**

Para el cálculo de las pérdidas de calor al ambiente se ha evaluado la situación más desfavorable. Se ha consultado en la Asociación Estatal de Meteorología la temperatura mínima media anual para 2020

en la Ciudad de Valencia (observatorio situado en los Jardines de Viveros). El valor es de 14°C, como se puede ver en la Figura 49.

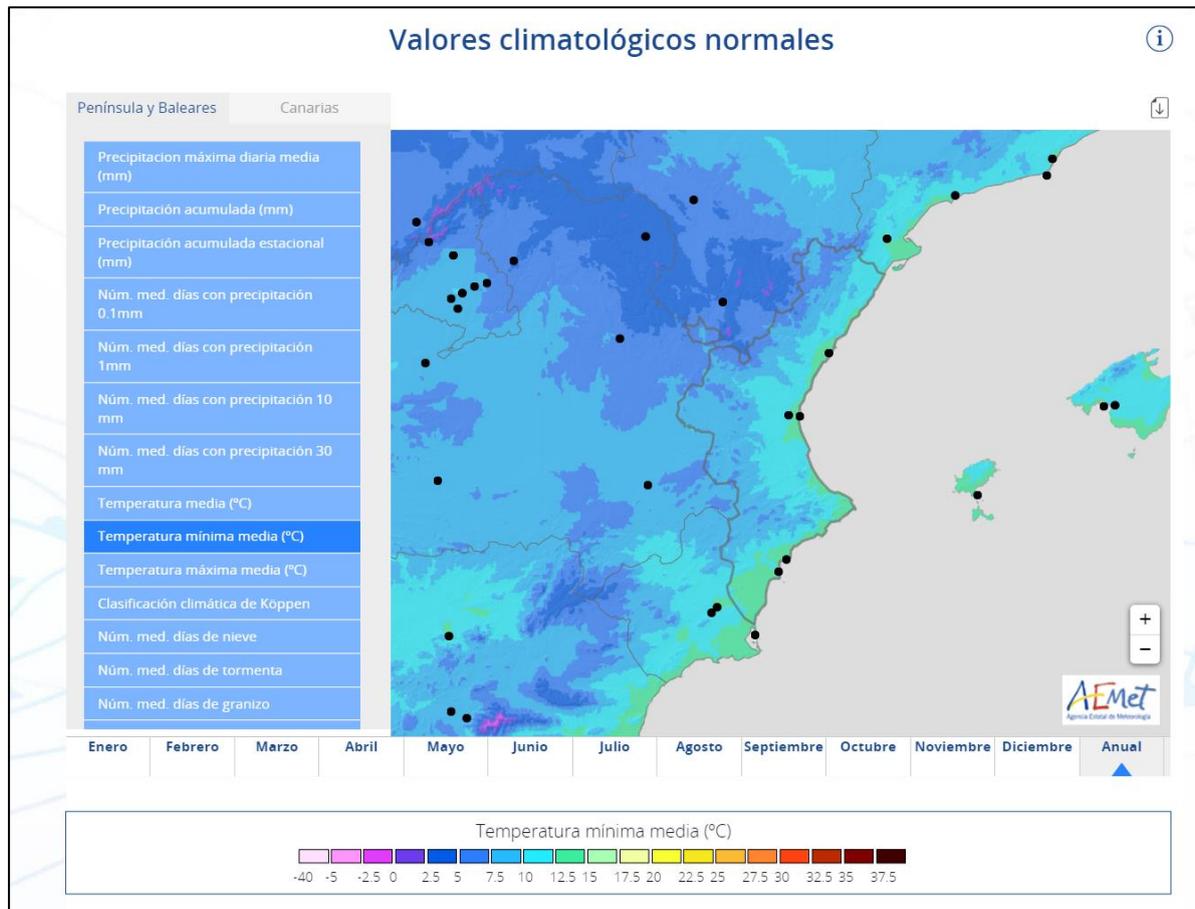


Figura 49: Temperatura mínima media anual (año 2020) para la Comunidad Valenciana. (Fuente: AEMET)

Con este valor de temperatura y el valor de diseño fijado (37°C), se puede saber el calor transmitido desde el interior del digestor hacia el ambiente a través de las distintas superficies de este. En la Tabla 24 aparecen los valores de coeficiente global de transmisión de calor seleccionados para el digestor, obtenidos de (Eddy, 2014b). Los valores de la Tabla 24 son expresados para espesores de hormigón menores al del digestor (300 mm), por lo que el valor de pérdidas al ambiente será menor al calculado.

Tabla 24: Valores del coeficiente de transmisión de calor global (U) del digestor

Zona, material y grosor	$U \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$
Losa de hormigón plana, 300 mm espesor, con aislamiento	0,6 – 0,8
Muro de hormigón, 300 mm, en contacto con aire húmedo exterior	1,1 – 1,4
Cubierta flotante, 25 mm, aislamiento instalado bajo capa aislante	0,9 – 1,0

A partir de estos valores de U, se puede calcular el calor perdido al ambiente con el área de cada una de las superficies:

$$\dot{Q}_{cubierta} = 1,0 \left(W/m^2 \cdot ^\circ C \right) \cdot \pi \frac{24,8^2}{4} (m^2) \cdot (37 - 14) (^\circ C) = 11,110 (kW)$$

$$\dot{Q}_{losa} = 0,6 \left(W/m^2 \cdot ^\circ C \right) \cdot \pi \frac{24,8^2}{4} (m^2) \cdot (37 - 14) (^\circ C) = 6,666 (kW)$$

$$\dot{Q}_{muro} = 1,1 \left(W/m^2 \cdot ^\circ C \right) \cdot \pi \cdot 24,8 \cdot 6,20 (m^2) \cdot (37 - 14) (^\circ C) = 12,221 (kW)$$

Siendo el calor total perdido la suma de estos tres términos.

$$\dot{Q}_{pérdidas} = 29,997 (kW)$$

Por tanto, las necesidades de calefacción del digestor son:

$$\dot{Q}_{Total} = \dot{Q}_{FM} + \dot{Q}_{pérdidas} = 88,38 + 29,997 = 118,377 (kW)$$

8.1.6 Conducción del sistema de calefacción del digestor

Se ha optado por calentar el digestor empleando calor sensible, facilitando el correcto funcionamiento del intercambiador sin introducir cambios importantes de densidad del fluido a lo largo del circuito de calefacción.

El caudal de agua necesario, teniendo en cuenta una entrada de esta al intercambiador a 40 °C y una salida fijada en las condiciones de saturación del líquido a presión atmosférica es:

$$\dot{m}_{recup} = \frac{\dot{Q}_{recup}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{165,53 (kW)}{4,18 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (100 - 40) (^\circ C)} = 0,660 \left(\frac{kg}{s} \right)$$

A una temperatura media de 70 °C, el caudal volumétrico es:

$$\dot{V}_{recup} = \dot{m}_{recup} \cdot \rho_{70^\circ C} = \frac{0,660 \cdot \left(\frac{kg}{s} \right)}{1030 \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = 0,641 \cdot 10^{-3} \left(\frac{m^3}{s} \right) = 0,641 \left(\frac{L}{s} \right)$$

Esta corriente de agua caliente generada es conducida hasta el digestor por tuberías de acero. Para el dimensionamiento de la tubería se fija una velocidad de circulación de 1 m/s, estando los valores recomendados para la circulación de agua entre 0,5 y 2 m/s. Despejando el diámetro:

$$D_{teórico} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{recup}}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,641 \cdot 10^{-3} \left(\frac{m^3}{s} \right)}{\pi \cdot 1 \left(\frac{m}{s} \right)}} = 0,0286 (m)$$

Se elige por tanto tubería de acero galvanizado normalizada, de diámetro exterior 30 mm y 1 mm de espesor.

Para calcular la longitud del circuito es necesario saber la capacidad térmica de transmisión de calor de la parte del circuito que irá sumergida en el digestor. Al estar el medio del digestor agitado y el régimen de circulación de la tubería turbulento (ver página siguiente), la convección será forzada y el coeficiente de convección se supone infinito. Para obtener la longitud de conducción necesaria para la

transferencia de calor en el digestor, se despeja el área de la ley de Newton del enfriamiento simplificada (Çengel, 2007):

$$\dot{Q}_{conv} = \frac{A_s \cdot |T_s - T_\infty|}{\lambda_{tubería}} = \frac{\pi \cdot D_{ext} \cdot L \cdot |T_s - T_\infty|}{\lambda_{tubería}} \quad (28)$$

Siendo λ la conductividad térmica del acero, T_s la temperatura superficial (37 °C en el digestor) y T_∞ la temperatura de la corriente libre, que se fija en la temperatura media entre la entrada y salida al intercambiador (70 °C). El cálculo del valor de \dot{Q}_{recup} se muestra en el apartado 8.2.3.

Despejando se obtiene:

$$L = \frac{\dot{Q}_{recup}}{\pi \cdot D_{ext} \cdot \lambda_{tubería} \cdot |T_s - T_\infty|} = \frac{165,53 \cdot 10^3 (W)}{\pi \cdot 0,03 (m) \cdot 52 (W/m^2 \cdot ^\circ C) \cdot |37 - 70| (^\circ C)} = 1023,5 (m)$$

Esta longitud de tubería asegura que se transfiera el calor necesario para el mantenimiento de la temperatura mesófila. La conducción se dispone en el interior del digestor, sostenida por soportes a 30 cm de la pared, formando un serpéntin. El número de vueltas necesario es:

$$n^\circ \text{ vueltas} = \frac{L}{\pi \cdot (D_{digestor} - 0,3 (m))} = \frac{1023,5 (m)}{\pi \cdot (24,8 - 0,3) (m)} = 13,29 \approx 14 \text{ vueltas}$$

Cada vuelta tendrá una separación vertical de 15 cm para favorecer la transmisión de calor.

Al ser el circuito de calefacción cerrado, para que el fluido circule solo es necesario aportar una presión de bombeo igual a la suma de las pérdidas de carga y las pérdidas localizadas. Para simplificar, se supone que las pérdidas localizadas (pérdidas debidas a valvulería, paso por el cambiador, codos, juntas y otros elementos) suponen un 20 % de las pérdidas de carga totales para la conducción.

Para calcular la altura de bombeo se toma para el cálculo una rugosidad relativa de la tubería $\varepsilon_r = 0,001$ mm, se calcula el factor de fricción con la fórmula de Swamee-Jane, habiendo calculado previamente el módulo de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_{70^\circ C} \cdot v \cdot D}{\mu_{70^\circ C}} = \frac{1030 (kg/m^3) \cdot 1 (m/s) \cdot 0,03 (m)}{404 \cdot 10^{-6} (kg/m \cdot s)} = 76485$$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(\frac{\varepsilon_r}{3,7} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(\frac{0,001}{3,7} + \frac{5,74}{76485^{0,9}} \right) \right]^2} = 0,023$$

Sustituyendo en la ecuación de Darcy-Weisbach y mayorando un 20 % las pérdidas:

$$h_f = 1,2 \cdot \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot \dot{V}^2}{\pi^2 \cdot g \cdot D^5} = 1,2 \cdot \frac{8 \cdot 0,023 \cdot 1023 (m) \cdot \left[0,641 \cdot 10^{-3} (m^3/s) \right]^2}{\pi^2 \cdot 9,81 (m/s^2) \cdot [0,0295 (m)]^5} = 42,9 (mca)$$

La bomba del sistema de calefacción debe trasegar por tanto un caudal de 0,641 (L/s) y aumentar la presión 4,2 (bar). Se elige un modelo *HMI 4/50 M* de la marca comercial *BOMBAS HASA*, cuya curva característica aparece en la Figura 50.

CURVA / CURVE / COURBE																							
Modelo Model Modèle	Cod.	P2		I (A)			Ø		Altura manométrica / Head / Hauteur (m)														
		kW	CV	1 ~ 230V	3 ~ 230V	3 ~ 400V	Asp	Imp	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	
HMI 2/40 M	1520	0,55	0,75	3,4	-	-	1"	1"															
HMI 2/50 M	1521	0,55	0,75	3,4	-	-	1"	1"			3800	3600	2950	2400	1300	500							
HMI 2/60 M	1522	0,75	1	4,5	-	-	1"	1"															
HMI 2/60 T	1523	0,75	1	-	3,2	1,9	1"	1"															
HMI 4/30 M	1665	0,75	1	3,9	-	-	1 1/2"	1"															
HMI 4/30 T	1666	0,75	1	-	2,9	1,7	1 1/2"	1"															
HMI 4/40 M	1667	0,75	1	4,5	-	-	1 1/2"	1"															
HMI 4/40 T	1668	0,75	1	-	3,2	1,9	1 1/2"	1"															
HMI 4/50 M	1669	1	1,35	6,0	-	-	1 1/2"	1"															
HMI 4/50 T	1670	1	1,35	-	4,3	2,5	1 1/2"	1"															
HMI 4/60 M	1671	1,1	1,5	7,0	-	-	1 1/2"	1"															
HMI 4/60 T	1672	1,1	1,5	-	5,0	2,9	1 1/2"	1"															
HMI 4/70 M	1673	1,5	2	8,2	-	-	1 1/2"	1"															
HMI 4/70 T	1674	1,5	2	-	5,5	3,2	1 1/2"	1"															

Figura 50: Curvas características de las bombas serie HMI, de la marca BOMBAS HASA

En los Planos 3 y 4 se puede ver la disposición del serpentín de calefacción colocado en el interior del digestor.

8.1.7 Diseño de las conducciones de entrada y salida de fango

El cálculo de los diámetros de las conducciones por las que circula el fango mixto y el cosustrato es similar a la de un fluido como el agua. Fijando una velocidad de flujo y conocido el caudal que va a trasegar la conducción, se obtiene un área teórica, y por tanto un diámetro teórico. Tras elegir un diámetro comercial se comprueba que la velocidad esté dentro del umbral deseado.

Sin embargo, la velocidad de flujo del fango influye enormemente en la pérdida de carga en función de la concentración de sólidos de este. En la Figura 51 se puede ver cómo para una velocidad de 1,5 (m/s), las pérdidas de carga tienen un máximo. Por ello, se ha optado por elegir una velocidad de diseño para el fango de 0,5 (m/s).

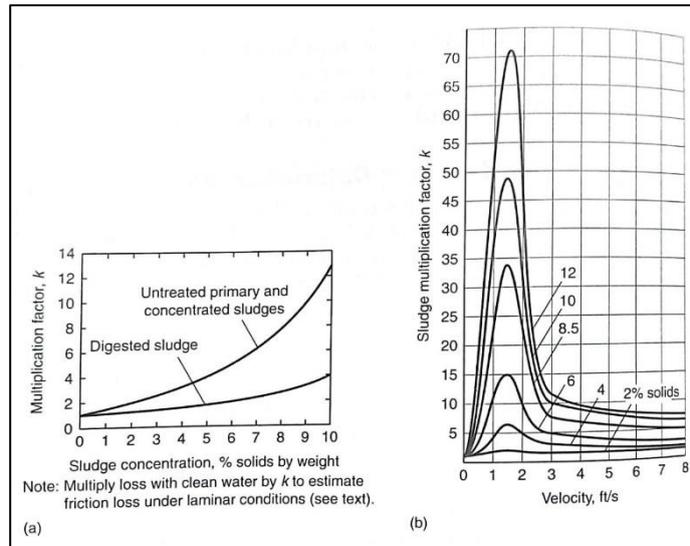


Figura 51: Variación de la pérdida de carga de bombeo del fango, en función de la velocidad de flujo. (Fuente: (Eddy, 2014b))

A partir del caudal de diseño se obtiene el diámetro necesario:

$$\dot{V}_{FM} = 120 \left(\frac{m^3}{d} \right) \cdot 1000 \left(\frac{L}{m^3} \right) \cdot \frac{1}{24 \cdot 3600} \left(\frac{d}{s} \right) = 1,389 \left(\frac{L}{s} \right)$$

$$D_{teórico} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{recup}}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,389 \cdot 10^{-3} \left(\frac{m^3}{s} \right)}{\pi \cdot 0,5 \left(\frac{m}{s} \right)}} = 0,0595 \text{ (m)} = 59,5 \text{ (mm)}$$

Se elige una tubería DN 63 S10 de PVC-U, de 3,3 mm de espesor (dimensiones normalizadas por la UNE-EN 1.452). En el Plano 3 se puede ver la disposición de las conducciones de alimentación, el rebosadero de salida y un desagüe instalado para realizar tareas de mantenimiento en el digestor.

8.1.8 Bombeo de fangos

La principal diferencia del fango con respecto al agua radica en el elevado contenido de sólidos y materia orgánica. El comportamiento reológico de los fluidos (resistencia y deformación del fluido cuando este adquiere movimiento) se puede clasificar en base a la relación observada entre la tensión cortante y el gradiente de velocidad (deformación tangencial).

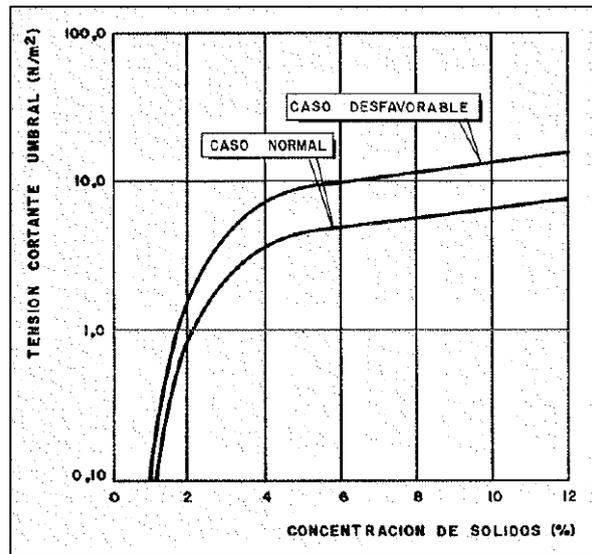
Los fluidos newtonianos, como el agua y las suspensiones con baja concentración de sólidos, siguen la ley de Newton, según la cual la tensión cortante es directamente proporcional al gradiente de velocidad, y la constante de proporcionalidad se denomina viscosidad (Kovacs y Vivar, 1991).

$$\tau = \mu \cdot \frac{du}{dy} \quad (29)$$

Donde τ es la tensión cortante (Pa), du/dy es el gradiente de velocidad o deformación constante (s^{-1}) y μ es la viscosidad dinámica (Pa·s).

Los fangos de depuradora presentan en numerosas ocasiones comportamiento tixotrópico, exhibiendo cualidades de tipo pseudoplásticas. Para corregir estos comportamientos del fluido en su flujo, se emplean unas relaciones que permiten corregir las variaciones de la viscosidad del fango en función de la concentración de sólidos presente en el mismo.

En el gráfico de la Figura 52, (Kovacs y Vivar, 1991) proponen una forma de corregir la variación de viscosidad a través de la tensión cortante.



**Figura 52: Variación de la tensión cortante con la concentración de sólidos en el fango.
(Fuente: (Kovacs & Vivar, 1991))**

No obstante, se ha decidido emplear la constante k de la Figura 51, ya que relaciona las pérdidas de carga para una concentración de sólidos en el fango y la velocidad del flujo.

Para una concentración de sólidos en el fango del 5 % y una velocidad de 0,5 (m/s), la constante k es del orden de 5. Por tanto, la pérdida de carga de la circulación de fango será 5 veces superior a la que experimentaría el agua en esas mismas condiciones.

Se aplica la ecuación de Bernoulli para un sistema real con pérdidas, donde las condiciones 1 se corresponden con la toma de aspiración de la bomba (presión manométrica nula, altura geométrica nula) y las condiciones en 2 se corresponden con la lámina de fluido en la parte superior del digestor (presión manométrica nula, fluido en reposo y altura geométrica 5 m):

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_b = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + k \cdot \left(\sum h_{f,i} + \sum h_{m,i} \right) \quad (30)$$

Despreciando el término cinético y suponiendo las pérdidas localizadas un 20 % de las pérdidas de la conducción:

$$H_b = z_2 + k \cdot \sum 1,2 \cdot h_{f,i} \quad (31)$$

Sustituyendo las condiciones anteriormente mencionadas, se aplica la ecuación de Darcy-Weisbach para el cálculo de las pérdidas de carga, calculadas para agua a 20 °C:

$$H_b = z_2 + 5 \cdot 1,2 \cdot \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot \dot{V}^2}{\pi^2 \cdot g \cdot D^5}$$

Suponiendo un factor de fricción $f = 0,018$ (valor estándar para agua y tuberías en condiciones normales) y una longitud de tubería de 50 m se obtiene:

$$H_b = 5 (m) + 5 \cdot 1,2 \cdot \frac{8 \cdot 0,018 \cdot 50 (m) \cdot [1,389 \cdot 10^{-3} (m^3/s)]^2}{\pi^2 \cdot 9,81 (m/s^2) \cdot [(63 - 3,3) \cdot 10^{-3} (m)]^5} = 6,135 (mca)$$

Por tanto, la bomba debe ser capaz de proporcionar una altura piezométrica de 6,135 metros de columna de agua y un caudal de 1,389 litros por segundo.

Se escoge una bomba *SERIE 9EH 4/10 HP* del fabricante Little GIANT. Sus características y curva Q-H se puede ver en la Figura 53.

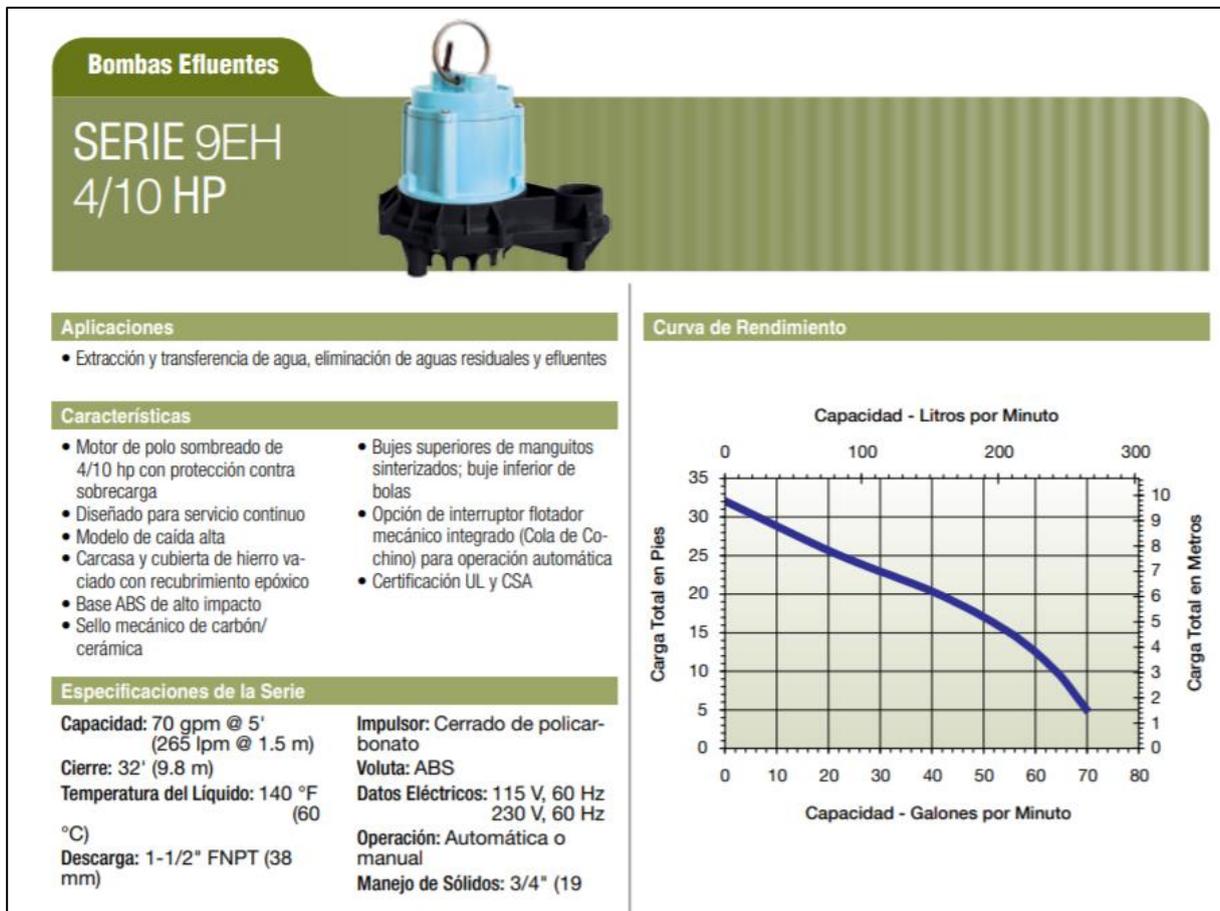


Figura 53: Hoja de características de la bomba SERIE 9EH 4/10 HP del fabricante Little GIANT

8.1.9 Diseño del depósito de mezcla y depósito pulmón

El primer equipo, que precede al digestor, está constituido por un tanque agitado donde se introduce el fango espesado y el cosustrato a alimentar en el proceso de codigestión anaerobia. Su función es homogeneizar la mezcla que formará parte del contenido del codigestor.

Como el caudal de cosustrato es significativamente menor que el de fango mixto, se puede despreciar y calcular el volumen directamente con el tiempo de retención en este equipo, ya que se trabaja con el caudal máximo de diseño. Con $\tau = 1$ hora es más que suficiente para homogeneizar en continuo:

$$V_{DM} \approx \tau \cdot Q_{FM} = \frac{1}{24} (\text{días}) \cdot 120 \left(\frac{m^3}{\text{día}} \right) = 5 (m^3)$$

El depósito estará agitado con una turbina de 4 palas de baja velocidad, situada fuera del eje de revolución del tanque de homogeneización, con una inclinación de 15° respecto del eje, para evitar la formación de vórtices. De esta manera se evita el sobrecoste de instalar placas deflectoras en el depósito.

El depósito pulmón es un equipo que recibe la salida del fango estabilizado (fango digerido) y cuya única misión es almacenarlo, laminando así la producción de fango y protegiendo el motor de la centrífuga de un exceso de arranques y paradas.

Su diseño se realiza a partir del caudal de fango estabilizado y del número máximo de arranques del motor de la centrífuga:

$$V_{DP} \approx \frac{Q_{FM}}{N_{m\acute{a}x}} = \frac{120 \left(\frac{m^3}{\text{día}} \right)}{1 (h^{-1}) \cdot 24 \left(\frac{h}{\text{día}} \right)} = 5 (m^3)$$

Este segundo equipo también tendrá un agitador de turbina de baja velocidad, similar al del depósito de mezcla.

8.2 Diseño de la línea de gas

8.2.1 Diseño del gasómetro

Para el diseño de la línea de gas es necesario calcular el caudal de biogás producido.

Por estequiometría de la reacción, un digestor anaerobio produce $0,35 \text{ m}^3\text{N}$ de CH_4 por cada kg de DQO eliminada (Mendoza Roca, Bes Piá, Luján Facundo, & Ferrer Polonio, 2021). Teniendo en cuenta que, en el proceso de digestión anaerobia, un porcentaje de eliminación de materia orgánica típico es del 50 % y tomando un valor representativo de la DQO de la mezcla fango/cosustrato obtenido durante la experimentación (Tabla 6 y Tabla 7); el biogás producido es:

$$\begin{aligned} \dot{V}_{\text{Metano}} &= 19000 \left(\frac{mg \text{ O}_2}{L} \right) \cdot 10^{-6} \left(\frac{kg}{mg} \right) \cdot 1000 \left(\frac{L}{m^3} \right) \cdot 120 \left(\frac{m^3}{\text{día}} \right) \cdot \frac{50}{100} (\% \text{ DQO elim}) \cdot 0,35 \left(\frac{m^3\text{N CH}_4}{kg \text{ DQO}} \right) \\ &= 399,0 \left(\frac{m^3\text{N CH}_4}{\text{día}} \right) \end{aligned}$$

$$\dot{V}_{Biogás} = 399,0 \left(m^3 N CH_4 / día \right) \cdot \frac{100 \left(m^3 N Biogás \right)}{65 \left(m^3 N CH_4 \right)} = 613,85 \left(m^3 N / día \right)$$

Para el cálculo del volumen del gasómetro es necesario obtener el valor de caudal en las condiciones reales de operación.

Se diseña para el caso más desfavorable, con una sobrepresión de 50 mbar y en los días más calurosos de verano, cuando el biogás generado no reduce su temperatura al ser la del exterior muy similar a la temperatura mesófila ($T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$). Despejando en la ecuación de los gases ideales:

$$\dot{V}_{Biogás} \left(m^3 / día \right) = 613,85 \left(m^3 N / día \right) \cdot \frac{273 + 35 \text{ (K)}}{273 \text{ (K)}} \cdot \frac{101325 \text{ (Pa)}}{106325 \text{ (Pa)}} = 659,98 \left(m^3 / día \right)$$

El gasómetro se diseña con un tiempo de retención de 5 días:

$$V_{Gasómetro} = \tau \text{ (días)} \cdot \dot{V}_{Biogás} \left(m^3 / día \right) = 3299,9 \text{ (m}^3\text{)}$$

Se elige un modelo de *Biogas Technology* de 3500 m³ (fabricación bajo demanda), cuya imagen aparece en la Figura 54.



Figura 54: Gasómetro de doble membrana. (Fuente: Biogás Technology, septiembre 2021)

8.2.2 Elección de la antorcha

La antorcha es un dispositivo de seguridad que debe estar siempre activo, es decir, siempre debe de haber llama en la antorcha. Se elige un modelo comercial de *Hofstetter*, concretamente la antorcha HOFGAS - IFL1c tiene un rango de caudal de gas de 60 a 900 m³N/h, válido para el diseño.

8.2.3 Elección del cambiador de calor de recuperación

El intercambiador de calor es el elemento encargado de transmitir el calor de la combustión del combustible al fluido caloportador de la instalación. En este caso, la corriente que transfiere calor está formada por los gases de escape del motor de generación, y el fluido caloportador es una corriente formada por agua.

Según la ficha técnica del motor, los gases de escape tienen una temperatura de entre 372 °C y 548 °C, dependiendo de la potencia de funcionamiento y, por tanto, del caudal de combustible alimentado.

Hay que tener en cuenta que el biogás, al tener metano como principal combustible, genera una gran cantidad de vapor de agua (alrededor de 155 g/kWh) en los humos al realizarse la combustión.

Para obtener un mayor rendimiento en el aprovechamiento energético es conveniente utilizar toda la energía que puede proporcionar el combustible, es decir, el poder calorífico superior o PCS.

El PCS se define según la norma NF M 07-030 como la cantidad de calor liberada a volumen constante por la combustión de la unidad de masa del combustible con las siguientes condiciones: oxígeno saturado con vapor de agua, productos y reactivos a la misma temperatura y en el mismo recinto, y el agua que se forma en la combustión es líquida.

En otras palabras, el PCS tiene en cuenta el calor latente que el vapor de agua generado en la combustión, debido al hidrógeno presente en el combustible, puede ceder para su aprovechamiento energético. Otros factores como la humedad del aire empleado para la combustión pueden aumentar la cantidad de vapor de agua generada en la combustión, pero el PCS no tiene en cuenta este factor.

Para el gas metano, el poder calorífico inferior (PCI), que no tiene en cuenta el calor latente de condensación del vapor de agua es de 35843,5 (kJ/m³N), mientras que el PCS es de 39865,3 (kJ/m³N).

Como se ha visto en el apartado 8.1.4, el calor a aportar al digestor es de aproximadamente 120 kW. Utilizando el valor de generación de biogás nominal y el PCS del combustible se puede obtener la potencia nominal de calor a aportar:

$$\dot{Q}_{Recup} = 399,0 \left(m^3 N CH_4 / día \right) \cdot \frac{1}{24 \cdot 3600} \left(\frac{día}{s} \right) \cdot 35843,5 \left(kJ / m^3 N CH_4 \right) = 165,53 \text{ (kW)}$$

Este calor es superior a los 118,38 kW necesarios para mantener la temperatura de operación del digestor.

El cambiador de calor elegido es un intercambiador térmico de placas de la marca comercial *WILTEK*, concretamente el modelo 50679. Tiene una potencia térmica máxima admisible de 210 kW. En la Figura 55 aparece la ficha técnica que proporciona el fabricante.

		50677	50678	50679	50680	50681
Placas	Esesor de placa de circuito (mm)	0,26			0,4	
	Esesor de placa de cubierta (mm)	1,0			2,0	
	Distancia (mm)	2,1			2,1	
	Dimensiones (mm)	315×73			286×116	
	Cantidad	30	40	50	20	30
Gama de temperatura (°C)		-195→+225				
Capacidad (ℓ)		1,2	1,6	2,0	1,0	1,5
Presión de operación (bar)		20			30	
Caudal máx. (ℓ/min)		aprox. 67			aprox. 200	
Potencia máx. (kW)		125	165	210	115	175
Piezas de conexión (mm)	F1, F3	12,7 (½")			25,4 (1")	
	F2, F4	25,4 (1")				
Superficie efectiva de intercambio (m ²)		aprox. 0,69	aprox. 0,92	aprox. 1,15	aprox. 0,64	aprox. 0,96
Material		Acero inoxidable, cobre				
Circulación		F1 → F3 / F4 → F2				

Figura 55: Ficha técnica del intercambiador térmico de placas WILTEK 50679

8.2.4 Elección del grupo cogenerador

El grupo generador elegido es un motor generador *Jenbacher J208* (Figura 56), el modelo de menor potencia nominal, cuyas características se pueden ver en la tabla 8.2.4.1.

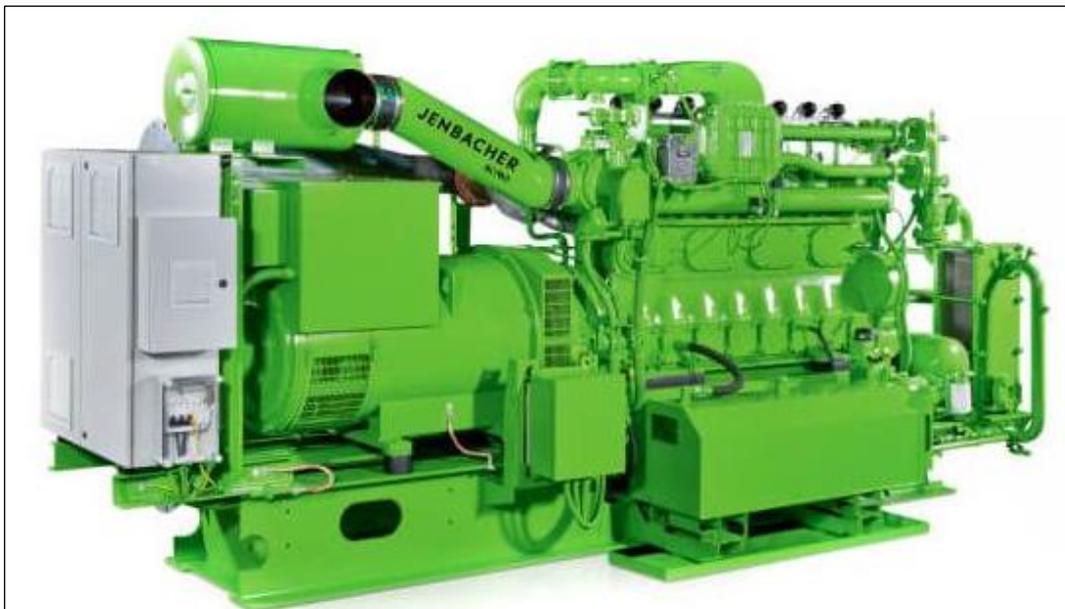


Figura 56: Jenbacher J208. (Fuente: Jenbacher, septiembre 2021).

Tabla 25: Características del motor Jenbacher J208

Jenbacher J208			
Generación eléctrica máxima (según combustible)	294 – 330 kW	Generación térmica máxima (según combustible)	363 – 409 kW
Rendimiento mecánico-eléctrico	≤ 38,8 %	Rendimiento térmico	≤ 52 %
Voltaje de salida	400 V a 10,5 kV	Tipo de combustible	Gas, biogás, gas natural, etc.
Frecuencia	50 o 60 Hz	Número de cilindros	8 (línea)
		Cilindrada total	16,6 L

El motor estará instalado en una caseta construida al efecto, que alojará tanto el motor como el alternador. En esta misma sala se instalará también el intercambiador de calor para aprovechar la exergía de los gases de escape, así como la bomba que impulsa el agua caliente por el circuito de calefacción del digestor.

9 RENTABILIDAD ECONÓMICA DE COGENERACIÓN

El biogás generado puede ser aprovechado para cubrir parte de la demanda energética de la planta (eléctrica y térmica) o bien puede ser vendido a empresas externas, obteniendo un beneficio económico.

Por lo general, la mayoría de EDAR con cogeneración no consiguen suplir por completo sus necesidades de energía eléctrica. Por tanto, se suele estudiar el ahorro económico que supone generar energía eléctrica con un grupo generador como el seleccionado en el punto anterior.

La potencia eléctrica generada se determina a partir del poder calorífico inferior (PCI) del metano y el rendimiento del grupo generador, de acuerdo con la ecuación 32:

$$Potencia\ eléctrica\ (kWh/día) = PCI_{metano} \cdot Q_{metano} \cdot \mu_{generador} \quad (32)$$

El PCI del metano es de 10,83 kWh/m³N (Bruce E., George H., Friend, Rowley, & Wilding, 2008), por tanto:

$$\begin{aligned} Potencia\ eléctrica &= 399,0 \left(m^3 N CH_4/día \right) \cdot 10,83 \left(kWh/m^3 N \right) = 4321,17 \left(kWh/día \right) \\ &= 180,1 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

Esta es la potencia teórica calculada a partir de la estequiometría de la reacción (degradación de materia orgánica para producción de metano por vía bioquímica). No obstante, la adición de distintos cosustratos podría aumentar significativamente la obtención de biogás por esta vía.

Para traducir a términos económicos el ahorro que supone la generación de energía a partir del biogás, se ha seleccionado una Tarifa 6.1 TD comercial de la empresa EnergiGreen. Esta nueva tarifa sustituyó a partir del 1 de junio de 2021 a las antiguas tarifas 3.1A y 6.1A, suministrando la potencia contratada entre 1 y 30 kW.

Según la Resolución de 18 de marzo de 2021 y la Orden TED/371/2021, de 19 de abril, la Tarifa 6.1 TD tiene una discriminación horaria en 6 periodos (P1 a P6) en función de la temporada para la facturación del término de energía, como se puede ver en la Figura 57. En la Tabla 26 se muestra su tarifación.

Tabla 26: Término de energía, Tarifa 6.1 TD de EnergiGreen. Fuente: (EnergiGreen, enero 2022)

Término de energía (Tarifa de acceso 6.1 TD)					
P1 (€/kWh)	P2 (€/kWh)	P3 (€/kWh)	P4 (€/kWh)	P5 (€/kWh)	P6 (€/kWh)
0,050891	0,039222	0,021931	0,012193	0,004437	0,002892

Hora	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre	Sábados, domingos y festivos
0:00 - 1:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
1:00 - 2:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
2:00 - 3:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
3:00 - 4:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
4:00 - 5:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
5:00 - 6:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
6:00 - 7:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
7:00 - 8:00	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6	P6
8:00 - 9:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
9:00 - 10:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
10:00 - 11:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
11:00 - 12:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
12:00 - 13:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
13:00 - 14:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
14:00 - 15:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
15:00 - 16:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
16:00 - 17:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
17:00 - 18:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
18:00 - 19:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
19:00 - 20:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
20:00 - 21:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
21:00 - 22:00	P1	P1	P2	P4	P4	P3	P1	P3	P3	P4	P2	P1	P6
22:00 - 23:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6
23:00 - 00:00	P2	P2	P3	P5	P5	P4	P2	P4	P4	P5	P3	P2	P6

Figura 57: Discriminación horaria de la Tarifa 6.1 TD en la Península Ibérica

A partir de esta información, teniendo en cuenta un total de 104 de sábados y domingos, y 12 días festivos nacionales y suponiendo un consumo de energía constante e igual en los distintos periodos, se puede estimar un ahorro total en la factura de electricidad de:

$$Ahorro = 4321,17 \left(kWh/día \right) \cdot 0,0404088 \left(€/kWh \right) \cdot 365 \left(días/año \right) = 63733,85 \left(€/año \right)$$

No obstante, como ya se ha comentado, este valor de ahorro podría ser superior si se emplearan los valores de cogeneración empleando cosustratos, ya que la producción de biogás es mayor.

10 CONCLUSIONES

10.1 Conclusiones de la etapa de diseño

El objetivo principal del trabajo es realizar el diseño de un digester anaerobio para producción de biogás, con posibilidad de realizar codigestión. Para ello se ha diseñado un único reactor tanque continuamente agitado, con un volumen de 3000 m³. El digester posee un sistema de calefacción que permite mantener la temperatura de reacción (temperatura mesófila) mediante el aprovechamiento energético de los gases de escape del grupo de generación.

Para almacenar el biogás generado, desacoplando generación y consumo, se utiliza un gasómetro de doble membrana de 3500 m³. Este biogás es utilizado posteriormente en un motor de combustión alternativo, capaz de generar 330 kW eléctricos y 409 kW térmicos.

10.2 Conclusiones de la parte experimental

Al comienzo del trabajo se realizó el montaje experimental y puesta en marcha de un digester anaerobio a escala laboratorio, permitiendo el seguimiento de los procesos de digestión con fango y codigestión de fango junto con otros cosustratos: almidón y glucosa. De esta manera se cumplen los dos objetivos principales del trabajo.

Por otra parte, para cumplir los objetivos secundarios; junto con el montaje de codigestión anaerobia en continuo se han realizado ensayos de potencial bioquímico de metano, que han permitido discernir si la sustancia ensayada como cosustrato tiene capacidad de incrementar la producción de biogás. En concreto se encontró que la adición de almidón en las condiciones de ensayo supuso un 17,37 % extra de biogás producido.

A continuación, se incluyen algunas conclusiones a destacar tras el desarrollo de la experimentación realizada a lo largo del trabajo.

- **Caracterización del fango**

Los valores obtenidos en los distintos parámetros de caracterización del fango se pueden considerar dentro de los estándares de operación de una EDAR con estabilización de fangos por codigestión anaerobia.

- **Ensayos de producción bioquímica de metano**

La producción de biogás de los test PBM tiene un comportamiento adecuado, siendo mayor al añadir un cosustrato fácilmente biodegradable por el microbiota del fango. Esto se puede comprobar al ver la reducción de ST y SV contenidos en el fango antes y después del ensayo PBM-2, asociándose la reducción de sólidos a la producción de biogás.

No obstante, algunas de las muestras medidas en distintos días no daban valores consistentes para ambas parejas. Un mayor número de microdigestores y haciendo los test por triplicado, así como

emplear el material específico para este tipo de pruebas, no una modificación del material del laboratorio seguramente habría reducido la desviación de las medidas realizadas.

A pesar de ser el almidón el cosustrato que mayor producción de biogás ha mostrado en el ensayo PBM-2, la muestra con mezcla de almidón y glucosa como cosustrato ha tenido una mayor reducción de sólidos.

Distintos autores obtuvieron mejores rendimientos de producción de biogás cuando se emplean cosustratos de distinto tipo, como purines y excedentes de industrias alimentarias. Aunque en el trabajo se han empleado dos cosustratos distintos estos son de naturaleza similar (ambos hidratos de carbono). La ausencia de artículos y trabajos que emplean este tipo de cosustratos a escala real o en plantas piloto dificulta su viabilidad real.

- **Ensayos de digestión y codigestión en continuo**

En cuanto a los ensayos CSTR, se observa una tendencia lineal en la producción de biogás, de acuerdo con lo esperado. También se aprecia un incremento considerable en la producción al añadir cosustrato.

Para comprobar debidamente la viabilidad de los distintos cosustratos, lo ideal habría sido montar al menos 4 sistemas de reacción en paralelo, introduciendo en todos los sistemas las mismas muestras de fango en digestión y alimento (fango mixto y cosustrato). De esta manera, llevando cuatro ensayos en paralelo con las mismas condiciones (caudal de alimento, DQO de alimento, ST y SV, etc.) se podrían comparar con mayor rigor los resultados.

- **Composición del biogás**

Los valores de CO₂ medidos en las distintas muestras son más bajos de lo esperado. Al ser la diferencia considerable, en el apartado de cálculos se emplea un 65 % de metano en el biogás (v/v), que es un valor común en digestión anaerobia en la bibliografía.

Los dos valores de H₂S medidos se corresponden con el tope de medida del tubo de absorción y un valor de concentración nulo. No obstante, no se encuentran trazas de más de un millar de partes por millón de sulfuro de hidrógeno en la bibliografía empleada.

10.3 Conclusión sobre el aprovechamiento energético

Por último, el pequeño estudio económico del punto 9 hace ver que un sistema de digestión anaerobia permite un ahorro económico considerable de 63733,85 €/año. La instalación de un sistema de codigestión de fangos con aprovechamiento energético, junto con un conjunto de producción fotovoltaica podría llegar a reducir a cero el coste del término de energía de una EDAR.

Dejando el enfoque económico a un lado, desde un punto de vista medioambiental, cabe indicar que, suplir parte de la demanda energética de la estación depuradora supone una ventaja para el medio ambiente. La codigestión contribuye a reducir los gases de efecto invernadero y el uso de combustibles fósiles al evitar el consumo de energía eléctrica de la red.

11 BIBLIOGRAFÍA

11.1 Libros

- Bruce E., P., George H., T., Friend, D., Rowley, R., & Wilding, W. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*.
- Campos, E. (2001). *Digestión anaerobia de purines de cerdo y codigestión con residuos de la industria alimentaria. Monografías de actualidad*.
- Çengel, Y. A. (2007). *Transferencia de calor y masa: Un enfoque práctico*.
- Dieter Deublein, D., & Steinhauser, A. (2008). *Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction*.
- Eddy, M. &. (2014b). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery* (Fifth Edition ed., Vol. Volume 2). McGRAW-HILL.
- Elordi García, L. (2017). *Digestor para una planta de biogás agroindustrial*. Santander.
- Harris, D. C. (2003). *Análisis químico cuantitativo. (3ª edición)*.
- Hernández Muñoz, A. (2015). *Depuración y Desinfección de Aguas Residuales (6ª edición)*. Madrid: Colegio de editoriales Madrid.
- Jiménez Montoya, P. (2008). *Hormigón Armado (15ª Edición)*.
- Kovacs, Z., & Vivar, J. (1991). Bombeo de fangos a gran distancia. *Revista de obras públicas*.
- Lo Guzzo, D. (2017). *Diseño de un digester de fango anaerobio con producción de biogás. Estudio de cogeneración*.
- Martín Jiménez, M. (2018). *Trabajo Fin de Grado: Valorización de fangos de EDAR vía digestión y cogeneración del biogás*. Valladolid.
- McCarty, P. L. (1964). *Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Chemistry and Microbiology*.
- Mendoza Roca, J. A., Bes Piá, M., Luján Facundo, M., & Ferrer Polonio, E. (2021). *Tratamiento de fangos de depuración de aguas residuales*. Editorial Universitat Politècnica de València.
- Metcalf & Eddy. (2014a). *Ingeniería de las Aguas Residuales. Volumen I. (4ª Ed.)*. McGraw-Hill.
- Pacherres Ato, A. (2018). *Estudio Comparativo de la Producción de Biogás Mediante Tecnología de Biorreactores Anaerobios de Codigestión a escala laboratorio*. Valencia.
- Pastor Estévez, F. S. (2018). *Cosustratos para la digestión anaerobia en EDAR urbanas: Propuesta de factores de idoneidad para analizar la producción de biogás de digestión y experimentación en planta piloto*. Sevilla.
- Poling, B. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Rowley, R. L., & Wilding, W. (2008). *Perry's Chemical Engineer's Handbook (8th edition)*.

Rodríguez Morales, J. A. (2010). *Estudio comparativo de diferentes tecnologías de higienización de lodos de depuradora con fines para su reutilización*. Madrid: Universidad Politécnica de Madrid.

11.2 Artículos científicos

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J. L., Guwy, A. J., . . . van Lier, J. B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water Sci. Technol.* 59, 927. doi:10.2166/wst.2009.040

Appels, L., Baeyens, J., Degève, J., & Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(6), 755-781. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2008.06.002>

Julio Guerrero, I. C., Peláez Jaramillo, C. A., & Molina Pérez, F. J. (2016). Evaluación de la co-digestión anaerobia de lodos de aguas residuales municipales con residuos de alimentos. doi:10.18273/revion.v29n1-2016005

Pavlostathis and Giraldo. (1991). *Kinetics of anaerobic treatment: A Critical Review, Critical Reviews in Environmental Control*. doi:10.1080/10643389109388424

Rice, E. W., Baird, R. B., & Eaton, A. D. (2017). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 23RD EDITION* (Vigésimo tercera ed.). American Public Health Association, American Water Works Association. Recuperado el Junio de 2021

11.3 Sitios web

(Septiembre de 2021). Obtenido de MSP: Environment Systems & Projects: https://www.mspsp.com/desulfuracion_biogas.html

(Septiembre de 2021). Obtenido de Catálogo Jenbacher: <https://www.innio.com/es/productos/jenbacher/tipo-2#fichas-tecnicas/ficha-tecnica-tipo-2-espanol>

Aguas de Reus. (Octubre de 2021). Obtenido de <https://www.aiguesdereus.cat/es-es/El-Agua-en-Reus/Historia-del-agua/Los-Primeros-en-Depuraci%C3%B3n>

Biogas Technology. (Septiembre de 2021). Obtenido de <http://www.biogastechnology.es/gasometro>

Canal Reus TV. (Octubre de 2021). Obtenido de http://canalreustv.xiptv.cat/especials-canal-reus-tv/capitol/crtv_22_la-depuradora-revolucionaria

CIEMAT. (13 de Agosto de 2021). Obtenido de <http://www.ciemat.es>

EPSAR - Entitat de Sanejament d'Aigües. (14 de Agosto de 2021). Obtenido de <https://www.epsar.gva.es>

Flottweg. (s.f.). Obtenido de <https://www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/centrifugas/serie-x/>

DOCUMENTO II:
PRESUPUESTO

1 INTRODUCCIÓN

En este documento se incluye el presupuesto del proyecto. Este se divide en distintos capítulos, correspondiendo el primero a los presupuestos parciales, que recogen el coste desglosado de la obra civil del digester, la línea de fango, la línea de gas y la instalación de aprovechamiento energético. A continuación, se muestra el coste de mano de obra.

También 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 %. Por último, se incluye el presupuesto total aplicando el 21 % de IVA.

2 PRESUPUESTOS PARCIALES

2.1 Obra civil del digester anaerobio

En este subpartado se encuentran las distintas tablas correspondientes a la construcción del digester anaerobio.

Tabla 1: Presupuesto Capítulo 1: Obra civil del digester anaerobio. Subcapítulo 1.1: Preparación del terreno

1.1	Preparación del terreno				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
1.1.1	Desbroce del terreno. Desbroce y limpieza del terreno, con medios mecánicos. Eliminación de pequeñas plantas, maleza, broza, maderas caídas, escombros o cualquier otro material existente. Espesor mínimo de la capa retirada 25 cm.	954	m ²	0,59	562,86
1.1.2	Movimiento de tierras. Excavación de tierras a cielo abierto, en suelo de arcilla semidura. Incluye el replanteo general y fijación de los puntos y niveles de referencia.	954	m ²	5,32	5.075,28
1.1.3	Retirada de basura. Recogida y transporte de escombros, tierras y despojos con tráiler hasta punto de vertida autorizado. Incluye la carga mecánica, descarga e ida y vuelta.	667,8	m ³	1,13	754,61
				SUBTOTAL	6.392,75

Tabla 2: Presupuesto Capítulo 1: Obra civil del digestor anaerobio. Subcapítulo 1.2: Estructura del digestor

1.2	Estructura del Digestor				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
1.2.1	Hormigón HL-150/B/20. Hormigón HL-150/B/20, fabricado en central y vertido desde camión para la formación de capa de hormigón de limpieza y nivelado de fondos de cimentación en el fondo de la excavación.	159,48	m ³	76,96	12.273,77
1.2.2	Lámina de polietileno bajo solera. Transporte y colocación de la capa de polietileno dispuesta entre la subbase y la grava de la capa de nivelación. Incluye solapamiento	1.124	m ²	0,12	134,88
1.2.3	Hormigón HA-30/B/20/IIa+Qa. Hormigón HA-30/B/20/IIa+Qa, fabricado en central y vertido con bomba para la formación de la losa de cimentación, muro y pilar central.	711,80	m ³	127,02	90.412,84
1.2.4	Acero UNE-EN 10080 B 500. Suministro y colocación de acero UNE-EN 10080 B 500 S para elaboración y montaje de la ferralla de la losa y armaduras de los muros y el pilar central. Incluye corte y doblado del acero, así como el alambre de atar o soldaduras necesarias.	92.534	kg	1,03	95.310,02
1.2.5	Encofrado del muro. Montaje y desmontaje del sistema de encofrado a dos caras, con acabado visto con textura y relieve, realizado con paneles metálicos modulares. Incluye colocación de elementos de apuntalamiento, sustentación y apoyo.	221,30	m ²	42,16	9.330,01
1.2.6	Encofrado del pilar central. Montaje y desmontaje del sistema de encofrado cilíndrico, con acabado visto con textura y relieve, realizado con paneles metálicos modulares. Incluye colocación de elementos de apuntalamiento, sustentación y apoyo.	5,50	m ²	34,23	188,27
				SUBTOTAL	207.649,78

Tabla 3: Presupuesto Capítulo 1: Obra civil del digestor anaerobio. Subcapítulo 1.3: Cubierta del digestor

1.3	Cubierta del Digestor				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
1.3.1	Junteado de la cubierta. Aplicación del recubrimiento de la parte superior del muro con capa de brea de 2 cm de espesor.	80,8	m	4,32	349,06
1.3.2	Cubierta polimérica reforzada con fibra de vidrio. Cubierta polimérica reforzada con fibra de vidrio, con nervios y uniones. Incluye abertura de acceso interior y sistema de sujección al muro (atornillado).	1	ud.	16.320,00	16.320,00
1.3.3	Escalones acceso al digestor. Pates de polipropileno de 330 mm para embeber en hormigón.	19	ud.	7,43	141,17
				SUBTOTAL	16.810,23

Tabla 4: Presupuesto Capítulo 1: Obra civil del digestor anaerobio. Coste total

1	OBRA CIVIL DIGESTOR ANAEROBIO				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
1.1	Preparación del terreno	-	-	-	6.392,75
1.2	Estructura del Digestor	-	-	-	207.649,78
1.3	Cubierta del Digestor	-	-	-	61.189,20
				TOTAL	275.231,74

2.2 Línea de fangos

Aquí se encuentran los desgloses correspondientes a la construcción de los elementos a incorporar en la línea de fango.

Tabla 5: Presupuesto Capítulo 1: Línea de fango. Subcapítulo 2.1: Conducciones, valvulería y accesorios de la línea de fango

2.1	Conducciones, valvulería y accesorios línea de fango				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
2.1.1	Tubo PVC-U S10 DN63 10 atm, 2.5 m. Unión encolada.	67	ud.	5,87	393,29
2.1.2	Enlace PVC-U S10 DN63 10 atm, 2.5 m. Unión encolada.	49	ud.	2,27	111,23
2.1.3	Codo 90° PVC-U S10 DN63 10 atm, 2.5 m. Unión encolada.	17	ud.	2,40	40,80
2.1.4	Te PVC-U S10 DN63 10 atm, 2.5 m. Unión encolada.	7	ud.	2,19	15,33
2.1.5	Válvula de bola PVC-U S10 DN63	18	ud.	17,44	313,92
2.1.6	Tapón PVC-U S10 DN63 10 atm, 2.5 m. Unión encolada.	3	ud.	1,45	4,35
2.1.7	Entronque PVC-U S10 DN 90 a 63 4 atm, 2.5 m. Unión elástica.	1	ud.	8,32	8,32
2.1.8	Adhesivo PVC. Adhesivo PVC-U 1 kg + limpiador PVC 0,5 L	2	ud.	18,95	37,90
2.1.9	Caudalímetro magnético-inductivo. Proline Promag 10D65-M2 (10D65-1123/101).	1	ud.	1.057,54	1.057,54
SUBTOTAL					1.982,68

Tabla 6: Presupuesto Capítulo 1: Línea de fango. Subcapítulo 2.2: Impulsión de fango

2.2	Impulsión de fango				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
2.2.1	Bombas de impulsión de fango. Little GIANT SERIE 9EH 4/10 HP	5	ud.	703,78	3.518,90
SUBTOTAL					3.518,90

Tabla 7: Presupuesto Capítulo 1: Línea de fango. Subcapítulo 2.3: Equipos línea de fango

2.3	Equipos línea de fango				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
2.3.1	Depósito de mezcla. Depósito cilíndrico vertical EUROPLAST 5000 L	1	ud.	1.385,95	1.385,95
2.3.2	Agitador depósito de mezcla. MILTON ROY Mixing HR2A 7,8kW 1500 rpm biturbina marina.	1	ud.	4.932,16	4.932,16
2.3.3	Depósito de cosustrato. Depósito cilíndrico vertical EUROPLAST 8000 L	1	ud.	1.906,84	1.906,84
2.3.4	Agitador depósito cosustrato. MILTON ROY Mixing HR2B 3kW 100 rpm monohélice.	1	ud.	2.273,82	2.273,82
2.3.5	Depósito pulmón. Depósito cilíndrico vertical EUROPLAST 5000 L	1	ud.	1.385,95	1.385,95
2.3.6	Agitador depósito pulmón. MILTON ROY Mixing HR2B 3kW 100 rpm monohélice.	1	ud.	2.273,82	2.273,82
				SUBTOTAL	14.158,54

Tabla 8: Presupuesto Capítulo 1: Línea de fangos. Coste total

2	LÍNEA DE FANGOS				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
2.1	CONDUCCIONES, VALVULERÍA Y ACCESORIOS LÍNEA DE FANGO	-	-	-	1.982,68
2.2	IMPULSIÓN DE FANGO	-	-	-	3.518,90
2.3	EQUIPOS LÍNEA DE FANGO	-	-	-	14.158,54
				TOTAL	19.660,12

2.3 Línea de gas

En este subpartado se encuentran las distintas tablas del presupuesto correspondientes a la línea de gas del sistema de codigestión anaerobia.

Tabla 9: Presupuesto Capítulo 1: Línea de gas. Subcapítulo 3.1: Conducciones, valvulería y accesorios de la línea de gas

3.1	Conducciones, valvulería, accesorios y equipos línea de gas				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
3.1.1	Tubo acero inox. DIN EN 10" 10217-7 269,1 x 3 mm, 5 m.	17	ud.	1.043,77	17.744,09
3.1.2	Codo 90° acero inox. 10"	12	ud.	184,32	2.211,84
3.1.3	Enlace acero inox. 10"	8	ud.	102,87	822,96
3.1.4	Válvula mariposa tipo wafer 10". Eje concéntrico, junta sobre disco. Unión entre bridas.	4	ud.	364,22	1.456,88
3.1.5	Válvula de retención tipo tobera 10".	2	ud.	867,61	1.735,22
3.1.6	Válvula de alivio 2-1/2" .	2	ud.	43,14	86,28
3.1.7	Gasómetro. Gasómetro 3500 m ³ de Biogás Technology	1	ud.	28.000,00	28.000,00
3.1.8	Antorcha. Hofstetter IFL1C o similar.	1	ud.	8.162,92	8.162,92
SUBTOTAL					60.220,19

Tabla 10: Presupuesto Capítulo 1: Línea de gas. Subcapítulo 3.2: Sistema de inyección de gas

3.2	Sistema de inyección de gas				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
3.2.1	Soplante para inyección de biogás. BARMATEC MD TD ATEX K 09.	2	ud.	1.846,00	3.692,00
3.2.2	Tubo acero inox. DIN EN 10" 10217-7 269,1 x 3 mm, 5 m.	3	ud.	1.043,77	3.131,31
3.2.3	Codo 90° acero inox. 10"	2	ud.	184,32	368,64
3.2.4	Enlace acero inox. 10"	2	ud.	102,87	205,74
3.2.5	Te acero inox. 10"	1	ud.	246,78	246,78
3.2.6	Reducción 10"- 8"	2	ud.	124,54	249,08
3.2.7	Tubo acero inox. DIN EN 8" 10217-7 269,1 x 3 mm, 5 m.	6	ud.	875,33	5.251,98
3.2.8	Codo 90° acero inox. 8"	4	ud.	134,36	537,44
3.2.9	Enlace acero inox. 8"	2	ud.	74,98	149,96
3.2.10	Te acero inox. 8"	4	ud.	198,00	792,00

3.2.11	Reducción 8" - 5"	6	ud.	89,64	537,84
3.2.12	Tubo acero inox. DIN EN 5" 10217-7 141,1 x 2,6 mm, 5 m.	14	ud.	472,96	6.621,44
3.2.13	Codo 90° acero inox. 5"	10	ud.	73,98	739,80
3.2.14	Enlace acero inox. 5"	4	ud.	41,21	164,84
3.2.15	Te acero inox. 5"	8	ud.	87,32	698,56
3.2.16	Reducción 5" a 3". Unión embreada (5") - roscada (3").	22	ud.	34,23	753,06
3.2.17	Tubo acero galv. DN 3" x 1,8 mm (2,5 m)	6	ud.	14,89	89,34
3.2.19	Codo 90° latón 3"	4	ud.	4,56	18,24
3.2.20	Te latón 3"	20	ud.	6,12	122,40
3.2.21	Reducción roscada 3" a 1-1/2".	40	ud.	5,32	212,80
3.2.22	Tubo acero galv. DN 1-1/2" x 1,4 mm (2,5 m)	274	ud.	8,96	2.455,04
3.2.24	Codo 90° latón 1-1/2"	40	ud.	3,56	142,40
3.2.25	Te latón 1-1/2"	224	ud.	3,56	797,44
3.2.26	Tapón roscado latón 1-1/2"	264	ud.	1,84	485,76
				SUBTOTAL	28.463,89

Tabla 11: Presupuesto Capítulo 1: Línea de gas. Coste total

3	LÍNEA DE GAS				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
3.1	CONDUCCIONES, VALVULERÍA, ACCESORIOS Y EQUIPOS LÍNEA DE GAS	-	-	-	60.220,19
3.2	SISTEMA DE INYECCIÓN DE GAS	-	-	-	28.463,89
				TOTAL	88.684,08

2.4 Aprovechamiento energético

Aquí encuentran las distintas tablas del presupuesto correspondientes al sistema de aprovechamiento energético del biogás generado.

Tabla 12: Presupuesto Capítulo 1: Aprovechamiento energético. Subcapítulo 4.1: Sistema de calefacción del digestor

4.1	Sistema de calefacción digestor				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
4.1.1	Tubo acero galv. DN 30, 5 m.	224,00	ud.	2,76	618,24
4.1.2	Enlace latón DN 30	216,00	ud.	0,89	192,24
4.1.3	Codo 90° DN 30	8,00	ud.	1,23	9,84
4.1.4	Bomba centrífuga de agua. HASA HMI 4/50 M	1,00	ud.	244,00	244,00
4.1.5	Cambiador de calor de carcasa y placas. WILTEK 50679 210 kW	1,00	ud.	172,04	172,04
4.1.6	Reducción DN 30 a 1/2"	2,00	ud.	1,69	3,38
				SUBTOTAL	1.239,74

Tabla 13: Presupuesto Capítulo 1: Aprovechamiento energético. Subcapítulo 4.2: Sistema de generación

4.2	Sistema de generación				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
4.2.1	Motor de cogeneración. Motor Jenbacher J208.	1,00	ud	82.300,00	82.300,00
				SUBTOTAL	82.300,00

Tabla 14: Presupuesto Capítulo 1: Aprovechamiento energético. Coste total

4	APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
4.1	SISTEMA DE CALEFACCIÓN DIGESTOR	-	-	-	1.239,74
4.2	SISTEMA DE GENERACIÓN	-	-	-	82.300,00
				TOTAL	83.539,74

3 COSTE DE MANO DE OBRA

En este apartado se incluyen las dos tablas con el coste total de la mano de obra para el proyecto.

Tabla 15: Presupuesto Capítulo 2: Mano de obra. Subcapítulo 2.1: Sistema de generación

5	Mano de obra				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
5.1.1	Peón ordinario	1.440	h	15,71	22.622,40
5.1.2	Peón especialista	480	h	15,93	7.646,40
5.1.3	Oficial 1ª	120	h	18,49	2.218,80
5.1.4	Especialista fontanería	480	h	15,71	7.540,80
5.1.5	Ingeniero civil	96	h	35,00	3.360,00
5.1.6	Ingeniero industrial	480	h	35,00	16.800,00
SUBTOTAL					60.188,40

Tabla 16: Presupuesto Capítulo 2: Mano de obra. Coste total

5	MANO DE OBRA				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
5.1	Mano de obra	-	-	-	60.188,40
TOTAL					60.188,40

4 COSTE DE EJECUCIÓN MATERIAL

La Tabla 17 recoge los costes de las tablas de los capítulos Capítulos 1 y 2:

Tabla 17: Presupuesto Capítulo 3: Coste de Ejecución Material

6	COSTE DE EJECUCIÓN MATERIAL				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
1	OBRA CIVIL DIGESTOR ANAEROBIO	-	-	-	275.231,74
2	LÍNEA DE FANGOS	-	-	-	19.660,12
3	LÍNEA DE GAS	-	-	-	88.684,08
4	APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO	-	-	-	83.539,74
5	MANO DE OBRA	-	-	-	60.188,40
				TOTAL	527.304,08

5 COSTE DE EJECUCIÓN POR CONTRATA

En la Tabla 18 se aplican los gastos generales y el beneficio industrial al coste de ejecución material, formando así el coste de ejecución por contrata.

Tabla 18: Presupuesto Capítulo 4: Coste de Ejecución por Contrata

7	COSTE DE EJECUCIÓN POR CONTRATA				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
6	COSTE DE EJECUCIÓN MATERIAL	-	-	-	527.304,08
7.1	GASTOS GENERALES	15	%	-	79.095,61
7.2	BENEFICIO INDUSTRIAL	8	%	-	42.184,33
				TOTAL	648.584,01

6 PRESUPUESTO TOTAL

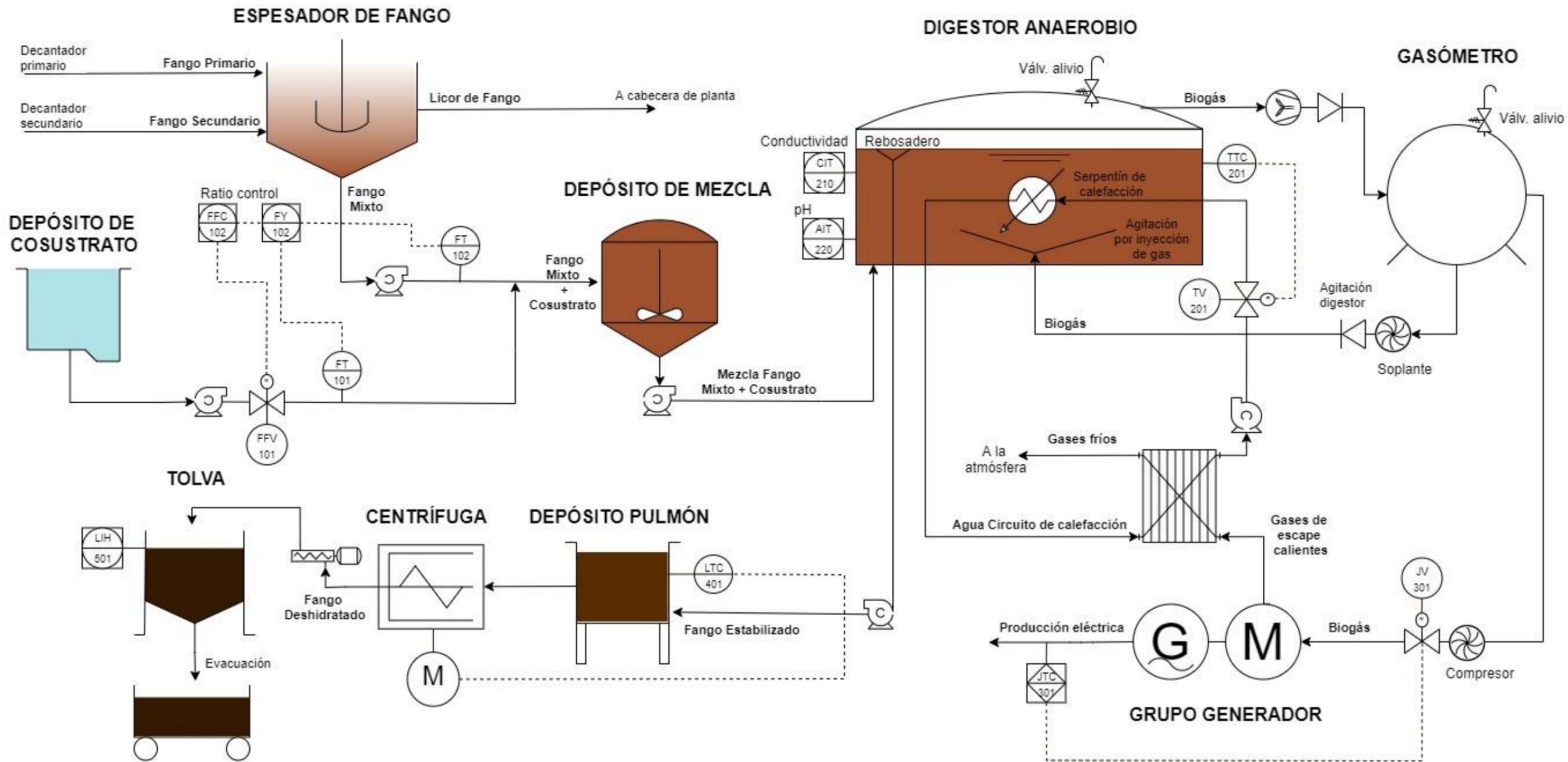
En la Tabla 19 se muestra el presupuesto total del proyecto, que asciende a **SETECIENTOS OCHENTA Y CUATRO MIL SETECIENTOS OCHENTA Y SEIS EUROS CON SESENTA Y SEIS CÉNTIMOS**.

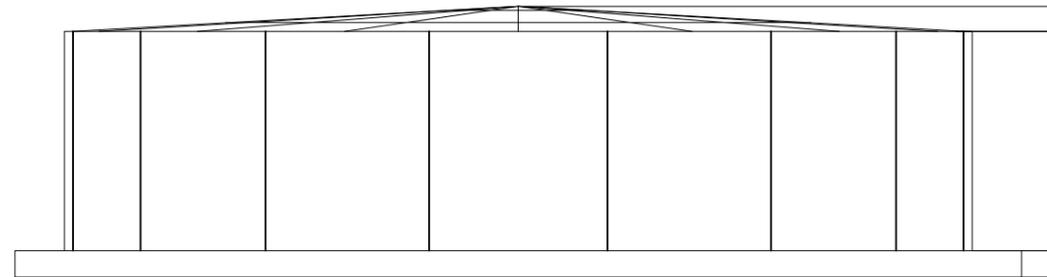
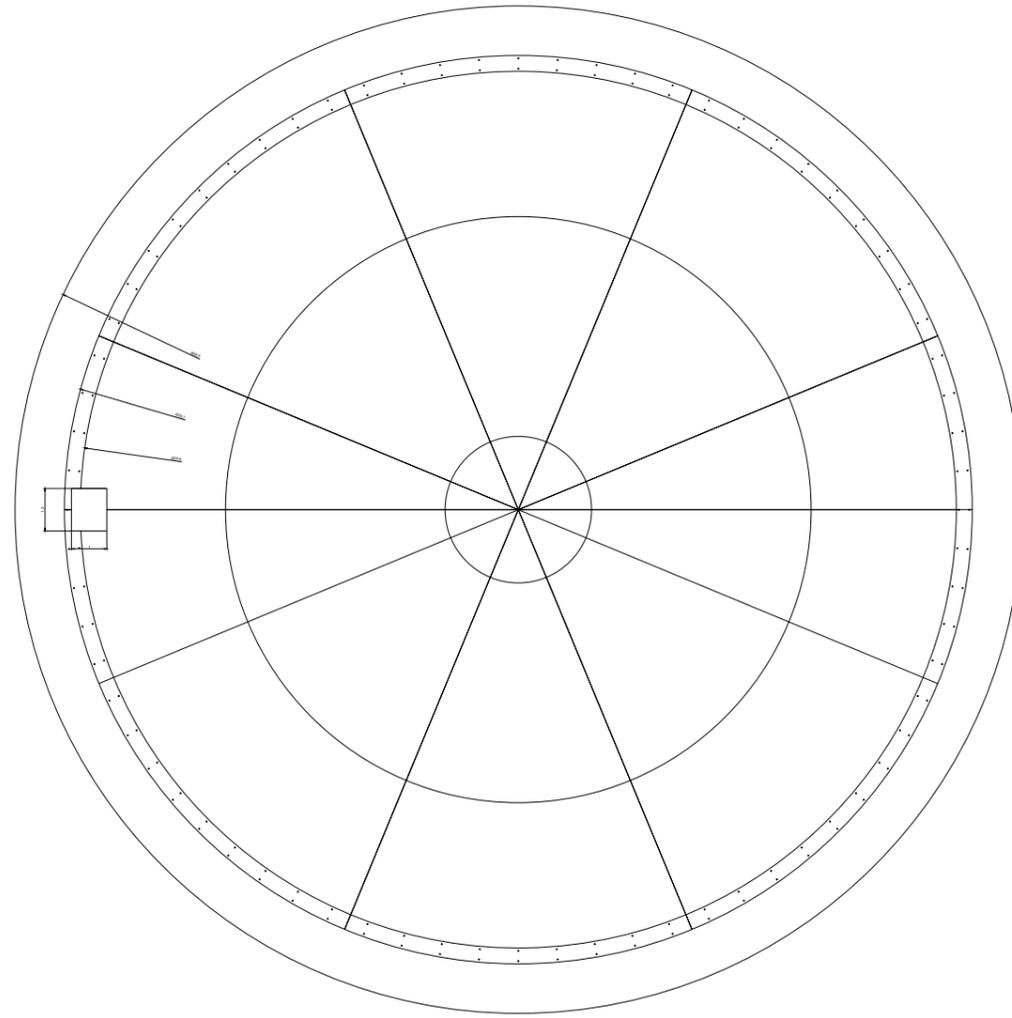
Tabla 19: Presupuesto Capítulo 4: Presupuesto total del Proyecto

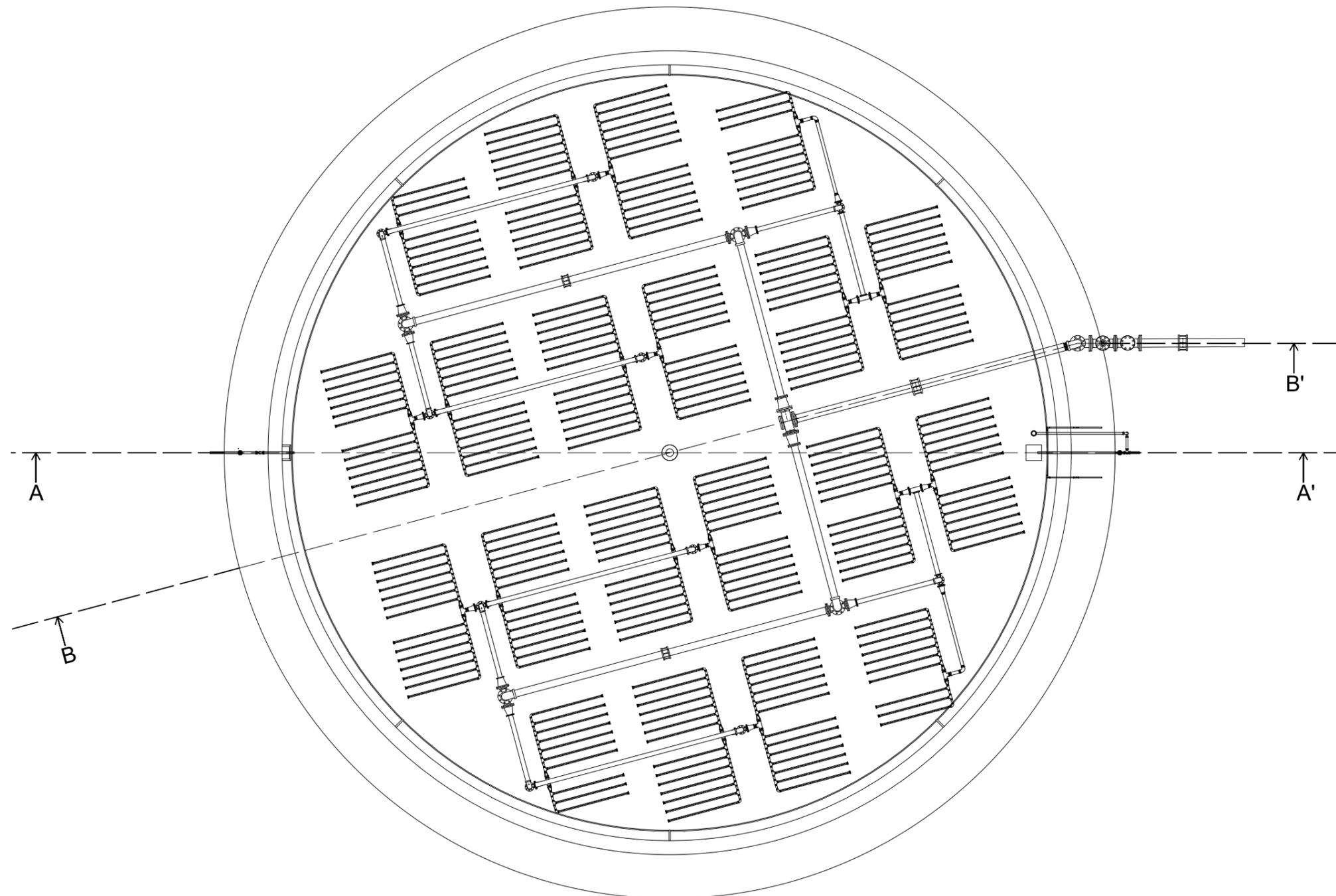
8	PRESUPUESTO TOTAL				
CÓDIGO	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	MAGNITUD	PRECIO UNITARIO (€)	IMPORTE (€)
7	COSTE DE EJECUCIÓN POR CONTRATA (Base imponible)	-	-	-	648.584,01
8.1	IVA	21	%	-	136.202,64
				TOTAL	784.786,66

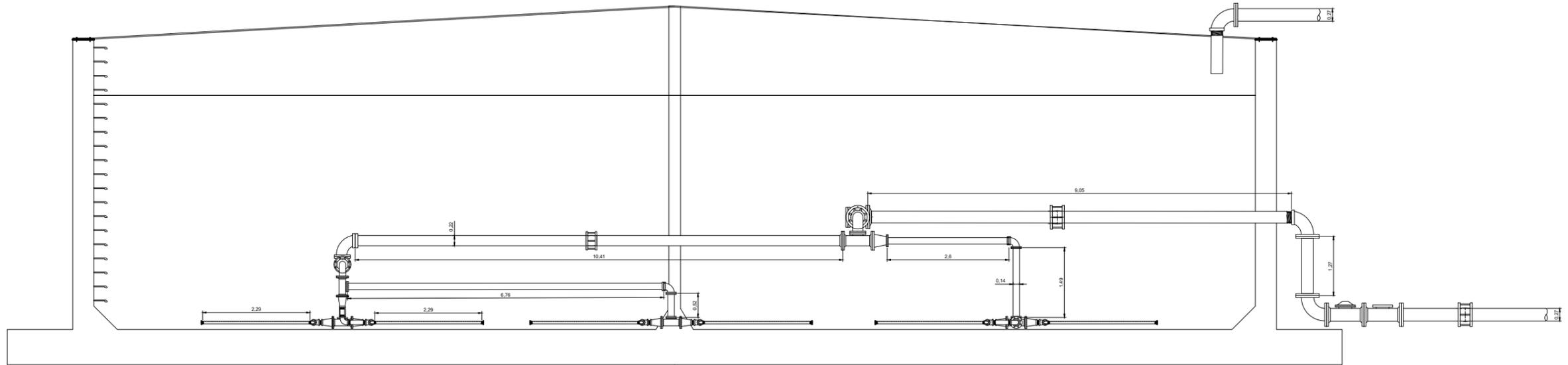
DOCUMENTO III:

PLANOS

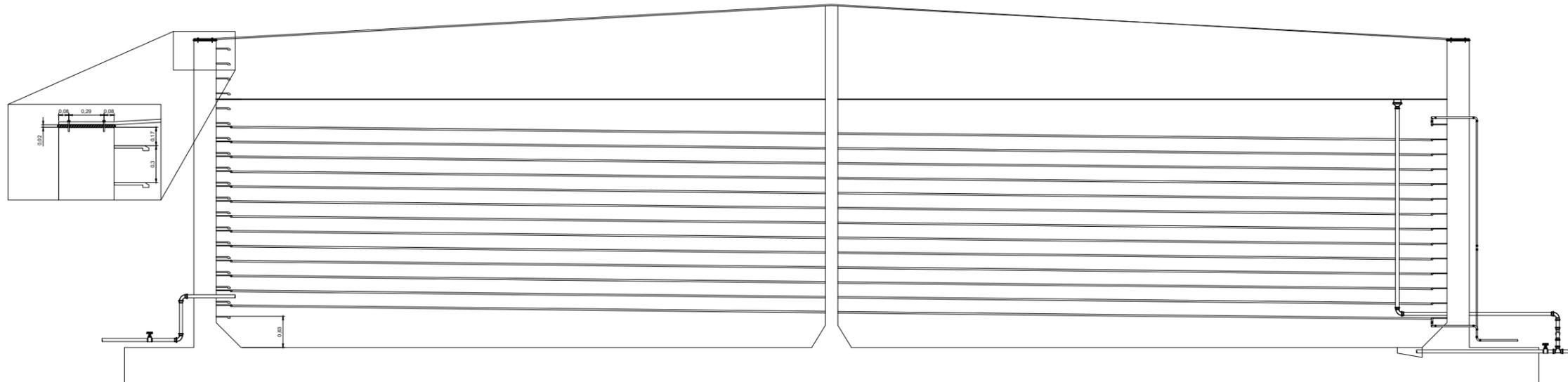








4.1 Corte B-B'
Sistema de inyección de gas



4.2 Corte A-A'
Sistema de calefacción del digestor

TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA EN TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

Proyecto: DISEÑO DE UN DIGESTOR ANAEROBIO PARA CODIGESTIÓN DE FANGOS DE DEPURACIÓN Y RESIDUOS LÍQUIDOS DE LA INDUSTRIA ALIMENTARIA, CON CAPACIDAD DE TRATAR HASTA 120 m³/d

Plano: Digestor Anaerobio: Sistema de inyección de gas y calefacción

Autor: Carlos Pelegrín Romera

Fecha: Enero 2022

Escala: 1:150

Nº Plano:

4