



**Universidad de Valladolid**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID**

**ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

**Grado en Ingeniería en Tecnologías Industriales**

**Integración de excedentes de energías renovables  
en la digestión de lodos de depuradora para la  
producción de biometano inyectable en red**

**Autor:**

**Pino Gutiérrez, Rodrigo del**

**Tutor: Fernández-Polanco, María**

**Tutor: Díaz Villalobos, Israel**

**Departamento: Ingeniería Química  
y Tecnología del Medio Ambiente**

**Valladolid, Septiembre 2019**



TRABAJO FIN DE GRADO





## RESUMEN

En el presente documento se ha estudiado la posible integración de excedentes de energías renovables en la digestión de lodos de depuradora para la producción de biometano inyectable en red. Para ello se han realizado balances de materia y/o energía a las diferentes etapas del proceso, con objeto de analizar los diferentes puntos de interés. Además se ha tratado de introducir los aspectos fundamentales a tener en cuenta en el diseño y construcción de los digestores anaerobios necesarios en el proceso. Finalmente, con la metodología empleada se concluye que la EDAR de Valladolid sería capaz de integrar el 0.4% de la potencia eólica producida en la citada provincia, se generarían unos excedentes eléctricos inyectables a la red de consumo del 50% del caudal de biometano disponible y el oxígeno empleado en la electrolisis sería 1/3 de oxígeno necesario en el proceso.

## ABSTRACT

In this document it has been studied the possible integration of renewable energy surpluses in the digestion of sewage sludge for the production of injectable biomethane in the consume network. For this, balances of matter and/or energy have been made at the different stages of the process in order to analyse the different points of interest. In addition, it has been tried to introduce the main aspects to take into account in the design and construction of the necessary anaerobic digesters in the process. Finally, with the methodology used, it has been concluded that the Valladolid WWTP would be able to integrate 0.4% of the wind capacity produced in the province; electrical surpluses, a 50% of the biomethane flow available, would be generated and injected to the consume network and the oxygen used in the electrolysis would be 1/3 of the oxygen needed in the process.



## PALABRAS CLAVES

- EDAR (Estación Depuradora de Aguas Residuales)
- Digestión de fango
- Enriquecimiento de biogas
- Power to methane
- Biometano

## KEYWORDS

- WWTP (WasteWater Treatment Plant)
- Sludge digestion
- Biogas upgrading
- Power to methane
- Biomethane



# INDICE

1. JUSTIFICACIÓN .....	7
2. OBJETIVOS DEL TRABAJO .....	9
3. INTRODUCCIÓN Y ANTECEDENTES.....	11
3.1. ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES (EDAR).....	11
3.2. FANGOS / LODOS DE DEPURACIÓN .....	26
3.3. DIGESTIÓN ANEROBIA DE LODOS .....	30
3.4. PRODUCCIÓN DE BIOMETANO .....	33
3.5. ENRIQUECIMIENTO IN-SITU SUMINISTRO H <sub>2</sub> .....	37
4. ANÁLISIS Y EXPLICACIÓN DE LA PLANTA PILOTO .....	45
4.1. INTRODUCCION.....	45
4.2. MATERIALES Y METODOS .....	46
4.3. RESULTADOS Y CONCLUSIONES.....	47
5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA AL PROCESO.....	51
5.1. ESTUDIO Y CÁLCULO DE BALANCES .....	51
5.2. PRODUCCIÓN DE METANO Y CAUDAL DE BIOGAS .....	58
5.3. PRODUCCIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO .....	60
5.4. HIDRÓGENO NECESARIO EN EL PROCESO .....	60
5.5. OXÍGENO EMPLEADO EN LA ELECTROLÍISIS.....	62
5.6. BALANCE ENERGETICO A LA ELECTROLISIS.....	64
6. DISEÑO Y ESTUDIO DEL DIGESTOR ANAEROBIO.....	69
6.1. ANÁLISIS PREVIO .....	69
6.2. DIMENSIONAMIENTO DEL DIGESTOR (EDAR VALLADOLID) .....	70
6.3. BALANCE ENERGÉTICO AL DIGESTOR .....	71
6.3.1. Cálculo de pérdidas de calor en el digestor .....	71
6.3.2. Cálculo de pérdidas en el calentamiento de fangos .....	74
6.3.3. Balance energético global al digestor .....	76



6.4. CONSIDERACIONES EN EL DISEÑO DEL DIGESTOR.....	78
6.4.1. Corrosión, erosión y protección.....	79
6.4.5. Coeficientes de unión .....	82
6.4.3. Situaciones .....	83
6.4.4. Presión de cálculo máxima .....	84
6.4.5. Tensión nominal máxima .....	85
7. CONCLUSIONES .....	87
8. BIBLIOGRAFÍA.....	91

## ANEJOS

- ANEJO I. Datos facilitados EDAR Valladolid



## 1. JUSTIFICACIÓN

El enorme volumen de aguas residuales que son tratadas en las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (E.D.A.R) da una idea del enorme potencial que ofrece el biogás obtenido por medio de la digestión anaerobia como fuente de energía renovable.

En la actualidad se buscan diferentes alternativas para dar una utilidad energética al biogás generado en una EDAR. El biogás es un gas que se obtiene del proceso de degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias y está compuesto principalmente de metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ).

El biogás generado en las instalaciones de digestión anaerobia suele presentar porcentajes de metano entorno a un 60%, que es el principal componente del gas natural. Sin embargo, si su uso se quiere ampliar para una posible movilidad e inyección a red, dicho porcentaje debe aumentar hasta alcanzar un valor del 95% de  $\text{CH}_4$ . Este aumento de metano se consigue por medio de procesos de purificación que permitan eliminar y convertir el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), de forma que se obtenga biometano.

La posible generación de energía a partir de fuentes renovables, es la estrategia más importante para la reducción de la emisión de los gases de efecto invernadero y por ello la reducción del actual calentamiento global así como la dependencia energética de nuestro país. [Sanmartín Baños, 2010].

Una de las alternativas analizadas en este trabajo para generar biometano a partir de los residuos orgánicos procedentes de una EDAR, se encuentra bajo el concepto "Power to Gas", en el cual el hidrógeno ( $\text{H}_2$ ) necesario para producir metano se obtiene a través de la electrolisis del agua utilizando energía excedente de generación renovable.

Esta potenciación de la producción de biogás y consecuentemente de biometano (generación de energía), permite convertir las depuradoras de aguas residuales en instalaciones energéticamente autosuficientes, bien generando energía para autoabastecerse y cubrir sus propias necesidades,



además de una posible exportación de la energía generada a la red según el marco legal y económico más apropiado para cada EDAR. [Facsa, 2015-2016]





## 2. OBJETIVOS DEL TRABAJO

El objetivo del presente trabajo de fin de grado es llevar a cabo un estudio de la viabilidad del proceso “Power to Gas”, en el cuál se busca obtener biometano a partir de la hidrólisis del agua presente en una EDAR. De esta manera se lograría poder inyectar el biometano a red, a demás de cubrir las pérdidas existentes en la planta de aguas residuales.

Se realizaran diferentes balances de materia a los caudales de entradas y salidas, y un balance energético al digestor anaerobio para analizar las posibles pérdidas y la cantidad de calor necesario para contrarrestarlas. Todos los cálculos realizados toman partida de los datos reales facilitados por la Estación de Depuración de Agua Residuales de Valladolid (Anexo.I), situada en el Camino Viejo de Simancas (Valladolid).

El trabajo queda dividido en 3 grandes bloques, el primero de ellos consiste en situar el lugar donde se va a realizar nuestro proceso, es decir, aportar información a acerca de un EDAR (3. *INTRODUCCIÓN Y ANTECEDENTES*), las operaciones que se llevan a cabo en dicha planta, centrándose especialmente en la línea de lodos, y la explicación de la planta piloto del proceso, punto de partida del presente documento (4. *ANALISIS Y EXPLICACION PLANTA PILOTO*).

Finalmente se tratan los 2 grandes bloques del trabajo, el primero de ellos (5. *BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA AL PROCESO*), en el cuál se realizarán diferentes balances de materia y energía con el objetivo de determinar la producción de metano y dióxido de carbono, el caudal de biogás o la cantidad de hidrógeno necesaria para que el proceso se lleve a cabo en las mejores condiciones .

Posteriormente en el punto 6. *DISEÑO Y ESTUDIO DEL DIGESTOR ANAEROBIO* se comparará la situación actual de los digestores presentes en la EDAR de Valladolid, con los nuevos digestores con forma de huevo instalados para realizar el proceso. Para ello se realizarán los pertinentes balances de energía al digestor anaerobio, y las consideraciones a tener en cuenta en el diseño de la nueva geometría.





## 3. INTRODUCCIÓN Y ANTECEDENTES

### 3.1. ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES (EDAR)

Una gran parte de los vertidos de aguas residuales que se hacen en el mundo no son tratados. Simplemente se descargan en el río, mar o lago más cercano y se deja que los sistemas naturales, con mayor o menor eficiencia y riesgo, degraden los desechos de forma natural.

Sin embargo, hoy día y en una proporción cada vez mayor, en los países desarrollados los estos vertidos son tratados antes de que lleguen a los ríos o mares mediante EDAR's (Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales).

Una EDAR es necesaria ya que cuando un vertido de agua residual sin tratar llega, o se vierte a un cauce, produce los siguientes efectos sobre este:

- Tapiza la vegetación de las riberas con residuos sólidos gruesos que lleva el agua residual, tales como plásticos, utensilios, restos de alimentos, etc.
- Acumulación de sólidos en suspensión sedimentables en fondo y orillas del cauce, tales como arenas y materia orgánica.
- Consumo de oxígeno disuelto que tiene el cauce por descomposición de la materia orgánica y compuestos amoniacales del agua residual.
- Formación de malos olores por agotamiento del oxígeno disuelto del cauce que no es capaz de recuperarse.
- Entrada en el cauce de grandes cantidades de microorganismos entre los que puede haber elevado número de patógenos.
- Contaminación por compuestos químicos tóxicos o inhibidores de otros seres vivos.
- Aumenta la eutrofización al portar grandes cantidades de fósforo y nitrógeno



Una **Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR)** puede definirse como el conjunto de instalaciones que tienen por objeto la reducción de la contaminación de las aguas residuales hasta límites aceptables para el cauce receptor.

Una EDAR tiene además otro objetivo tan importante como el anterior, tratar los fangos producidos en los procesos de depuración del agua residual, a fin de conseguir un producto que cumpla con las condiciones exigidas para el destino que se les vaya a dar (vertedero, uso agrícola, compostaje, etc). Las limitaciones ambientales son cada vez mayores y la calidad exigida a los fangos también, lo que está suponiendo un aumento de la complejidad de los tratamientos de los fangos y de su coste, y una búsqueda de procesos de valorización que permitan la recuperación energética de los mismos.

El agua residual se trata en la EDAR a través de una serie de etapas de diferente naturaleza:

- Tratamientos físicos u operaciones unitarias físicas.
- Tratamientos químicos u operaciones unitarias químicas.
- Tratamientos biológicos.

Del proceso depurativo del agua residual se obtienen dos corrientes fundamentalmente: una es el agua ya tratada, que se envía a un cauce receptor sin peligro de producir contaminación alguna. La otra corriente es la llamada de lodos de depuradora, ésta contiene todas las impurezas y la suciedad eliminada del agua que se trata.

Los lodos no se pueden eliminar directamente sin aplicarles otro tipo de tratamiento, ya que contienen gran cantidad de sustancias patógenas para el ambiente y el hombre, especialmente materia orgánica sin degradar.

El objetivo del presente trabajo se centra en poder obtener y aprovechar el biometano obtenido de los digestores anaerobios encargados del tratamiento de los fangos y lodos de depuración.

La calidad del agua residual la evaluaremos en función de unos parámetros específicos. La vamos a clasificar en cinco grupos:

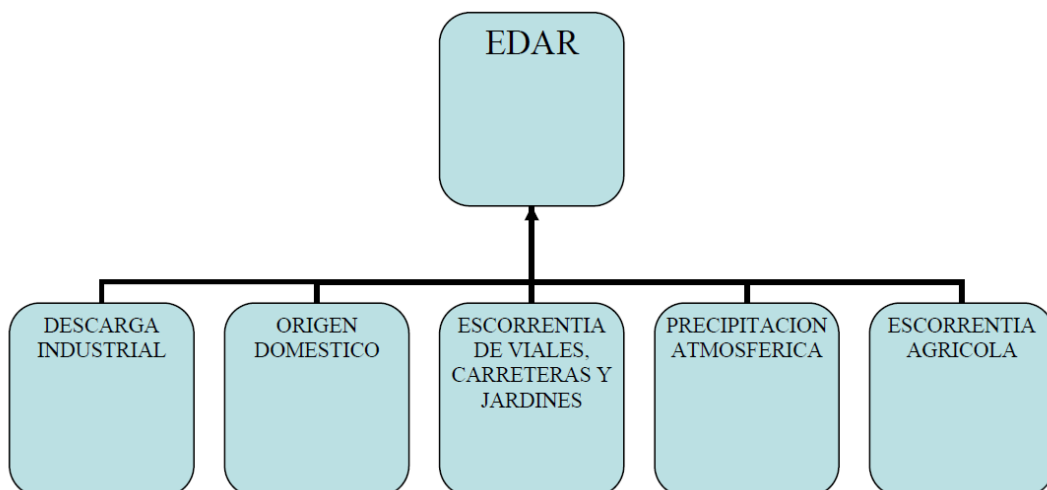
- 1- Parámetros organolépticos: color, turbidez, sabor y olor.
- 2- Parámetros físico-químicos: pH, conductividad, sólidos totales, alcalinidad, dureza, oxígeno disuelto, etc.



- 3- Sustancias indeseables en cantidades excesivas: este grupo incluye una amplia variedad de sustancias, algunas son directamente perjudiciales en altas concentraciones, otras causan problemas de sabor y olor y otras son indicadoras de contaminación. En este grupo se incluyen sustancias como nitratos, amoníaco, detergentes, fenoles, hierro, cloruros, etc.
- 4- Sustancias tóxicas: una amplia variedad de sustancias químicas inorgánicas y orgánicas pueden tener efectos tóxicos sobre el hombre. Entre los compuestos tóxicos destacan el arsénico, cianuro, mercurio, metales pesados, benceno, cloroformo, etc.
- 5- Parámetros microbiológicos: Las normas de calidad microbiológica se basan en la necesidad de asegurar la ausencia de bacterias y virus indicadores de contaminación.

Los componentes que configuran el agua residual que genera una comunidad, depende del sistema de recogida empleado y pueden incluir:

- Agua residual doméstica
- Agua residual industrial
- Infiltración y conexiones incontroladas
- Agua pluvia
- Escorrentía agrícola



*Figura 1. Componentes que configuran el agua residual  
Fuente: Elaboración propia*



Dentro del esquema general de una EDAR se distinguen tres líneas de tratamiento diferenciadas: la línea de agua, la línea de fango y la línea de gas.

### LINEA DE AGUA

Dentro de la línea de agua hay que distinguir los siguientes niveles de tratamiento: *Pretratamiento, Tratamiento Primario, Tratamiento Secundario, Tratamiento secundario avanzado y Tratamiento Terciario.* Los procesos más importantes en cada nivel de depuración se recogen en la siguiente tabla:

PRETRATAMIENTOS	<ul style="list-style-type: none"><li>- Desbaste</li><li>- Desarenado- Desengrasado</li><li>- Homogenización y regulación de caudales</li><li>- Preaireación</li></ul>
TRATAMIENTOS PRIMARIOS	<ul style="list-style-type: none"><li>- Decantación primaria</li><li>- Flotación</li><li>- Tratamiento físico-químico</li><li>- Decantadores-Digestores</li></ul>
TRATAMIENTOS SECUNDARIOS	<ul style="list-style-type: none"><li>- Fangos activos</li><li>- Procesos de película fija</li><li>- Procesos extensivos</li><li>- Procesos anaerobios</li></ul>
TRAT. SECUNDARIOS MÁS RIGUROSOS	<ul style="list-style-type: none"><li>- Eliminación nitrógeno</li><li>- Eliminación fósforo</li></ul>
TRATAMIENTOS TERCIARIOS	<ul style="list-style-type: none"><li>- Filtración/Microfiltración/Ultrafiltración</li><li>- Ósmosis inversa</li><li>- Electrodialisis reversible</li><li>- Intercambio iónico</li></ul>

*Tabla 1. Niveles de tratamiento en la línea de agua  
Fuente: Elaboración propia*

### PRETRATAMIENTO

En el **Pretratamiento**, se eliminan las materias que debido a su naturaleza o tamaño pueden originar problemas en los tratamientos posteriores. Las operaciones que comprende son generalmente, desbaste, desarenado y desengrasado, aunque en algunos casos también se pueden incluir otras como la regulación y homogenización de caudales y cargas.



### ***Objeto y operaciones del pretratamiento***

Las aguas brutas antes de su tratamiento, propiamente dicho, se someten generalmente a un pretratamiento, que comprende una serie de operaciones físicas y mecánicas, que tienen por objeto separar del agua residual la mayor cantidad posible de materias que por su naturaleza o tamaño, crearían problemas en los tratamientos posteriores. En algunos casos, y debido a problemas relativos a las malas características del agua bruta (septicidad, grandes variaciones de caudal y/o carga, vertidos industriales, etc.), es necesario incluir en el pretratamiento otras operaciones de carácter mecánico o químico, cuyo fin es mejorar la calidad de dichas aguas para asegurar una mayor efectividad de los procesos situados aguas abajo o evitar problemas medioambientales.

Mediante las operaciones del pretratamiento, se elimina generalmente la parte de contaminación más visible y molesta, desde el punto de vista de explotación (sólidos de grandes y medianas dimensiones, arenas, grasas, etc. en forma de residuos de volumen generalmente moderado, que puedan almacenarse y manipularse sin problemas.

Las operaciones de pretratamiento que se incluyen en una EDAR, dependen de la calidad del agua bruta a tratar (presencia en mayor o menor cantidad de sólidos, arenas, grasa, aceites, vertidos industriales, etc.), las variaciones tanto del caudal como de su carga, del tipo de tratamiento primario y secundario adoptado, del sistema de tratamiento de fangos empleado, de la importancia de la instalación, etc.

Las operaciones pueden encuadrarse en las siguientes:

- Obra de llegada
- Separación de grandes sólidos
- Desbaste (mediante rejillas y/o tamices)
- Desarenado
- Desengrasado
- Homogeneización y regulación de caudales y carga

### **OBRA DE LLEGADA**

En la cabeza de la instalación se dispone de una arqueta en la que se conectan todos los colectores que lleguen a la EDAR y en la que se inicia la



línea de pretratamiento. Debe disponer de un vertedero de seguridad, o también llamado, tanque de tormentas. El objetivo del tanque de tormentas es almacenar el agua en exceso que llega a la planta en ciertas ocasiones como lluvias de cierta intensidad, para después cuando el caudal de la planta se estabilice poder tratar el agua almacenado en dicho tanque.

### SEPARACIÓN DE GRANDES SÓLIDOS

Cuando se prevé en el agua residual bruta la existencia de grandes sólidos o de una excesiva cantidad de arenas, que podrían provocar problemas en la operación de desarenado, se debe incluir en cabecera de la instalación, un sistema de separación de grandes sólidos. Este consiste en un pozo situado a la entrada del colector a la depuradora, con fondo tronco piramidal invertido y paredes muy inclinadas en con el fin de concentrar los sólidos y las arenas decantadas en una zona específica, donde se puedan extraer de forma eficaz.

### DESBASTE

Consiste en la separación del agua residual de sólidos de diferentes tamaños, elementos flotantes (trapos, toallitas, restos materiales, etc) mediante rejas o tamices. El desbaste tiene por objeto:

- Proteger a la EDAR de la posible llegada de objetos capaces de provocar obstrucción en las distintas unidades de la instalación.
- Separar y evacuar fácilmente las materias voluminosas arrastradas por el agua bruta, que podrían disminuir la eficacia de los tratamientos siguientes, o complicar la realización de los mismos.

### DESARENADO

El desarenado tiene por objeto el eliminar las materias pesadas de granulometría superior a 200 micras, con el fin de evitar que se produzcan sedimentos en los canales y conducciones, para proteger las bombas y otros

aparatos contra la abrasión, y para evitar sobrecargas en las fases de tratamiento siguientes.





## DESENGRASADO

El objeto de la operación de desengrasado es eliminar las grasas, aceites, espumas y demás materias flotantes más ligeras que el agua, que de otra forma podrían distorsionar los procesos de tratamiento posteriores. El desengrasado se realiza mediante insuflación de aire, para desemulsionar las grasas y conseguir una mejor flotación de estas.

## HOMOGENIZACIÓN Y REGULACIÓN DE CAUDALES

La homogeneización y regulación de caudales, es una operación que se realiza para superar los problemas que provocan en las instalaciones las excesivas variaciones de caudal y cargas contaminantes de diferentes compuestos, con el objetivo de mejorar la efectividad de los procesos de tratamiento situados aguas abajo.

La homogeneización consiste en amortiguar por laminación las variaciones de caudal, con objeto de conseguir un caudal lo más constante posible. Con su homogeneización se consigue asimismo un efecto laminador sobre las variaciones de carga.

Las principales ventajas de la homogeneización y regulación de caudales son:

- Mejora el tratamiento biológico
- Mejora de la calidad del efluente y del rendimiento de los decantadores secundarios.
- En los tratamientos físico-químicos, se mejora el control de la dosificación de reactivos y la fiabilidad del proceso.

## **TRATAMIENTO PRIMARIO**

El **Tratamiento Primario** se destina fundamentalmente a la eliminación de sólidos en suspensión (S.S.), siendo menos efectivo en la eliminación de la materia orgánica. Los procesos físicos (decantadores-digestores, y decantadores de gravedad, eliminan entre el 30-40% de la de DB05 y el 60-70% de los S.S. Los procesos físico-químicos, mediante la adición de reactivos químicos, consiguen eliminar entre el 50-70% DB05 y el 65-90% de S.S., según la cuantía y el tipo de coagulante empleado.



### ***Tipos de procesos***

Aunque existen múltiples procesos que se pueden considerar incluidos dentro del tratamiento primario (filtración, tamizado, sedimentación, tanques Imhoff,...) los principales procesos utilizados en la depuración de las aguas residuales se pueden clasificar de la siguiente manera:

- Procesos de separación sólido-líquido:
  - Sedimentación o decantación primaria
  - Flotación
  - Proceso mixto (decantación-flotación)
  
- Procesos complementarios de mejora:
  - Floculación
  - Coagulación (proceso físico-químico)

## **TRATAMIENTO SECUNDARIO**

En el **Tratamiento secundario** se elimina gran parte de la contaminación orgánica. Los procesos más utilizados son los de *fangos activados* (convencionales y de aireación prolongada), que eliminan entre el 85-95% de DBO5 y de S.S. Con los procesos de doble etapa se consiguen rendimientos superiores.

La mayor parte de los componentes orgánicos de las aguas residuales sirven como alimento (sustrato), que proporciona energía para el crecimiento microbiano. Este es el principio que se utiliza en el tratamiento biológico de los residuos acuosos, en donde ciertos microorganismos, principalmente bacterias (con la ayuda de protozoarios), transforman el sustrato orgánico (materia orgánica disuelta y coloidal) en dióxido de carbono, agua y células nuevas. Los microorganismos pueden ser aerobios (necesitan oxígeno libre), anaerobios (no requieren oxígeno libre) o facultativos (crecen con o sin oxígeno).

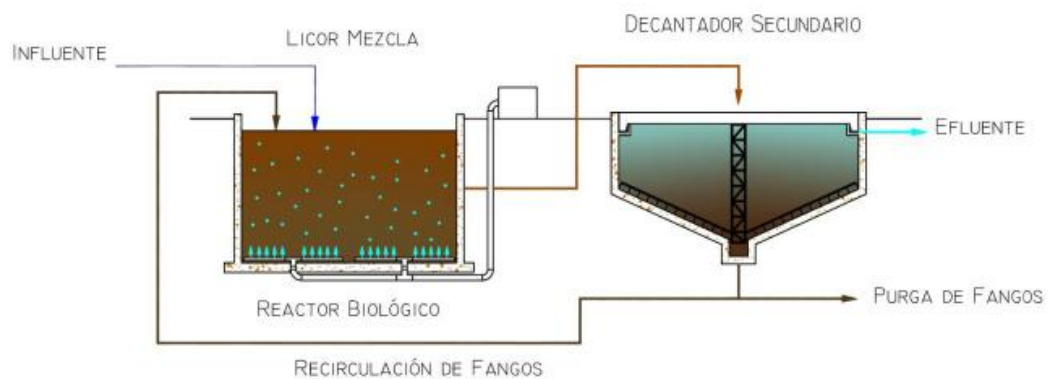
## FANGOS ACTIVADOS

Se trata de un proceso aerobio de biomasa suspendida, que requiere un contacto íntimo entre el agua residual, la biomasa activa y el oxígeno. Consiste en poner en contacto un medio aerobio, normalmente en una balsa aireada o en un tanque de aireación, el agua residual con flóculos biológicos previamente formados, en los que se absorbe la materia orgánica y donde es degradada por las bacterias presentes.

Para acelerar los procesos naturales se les suministra oxígeno disuelto aumentando así la capacidad de tratamiento además de obtener una mejor calidad de efluente y menor cantidad de fangos.

En el proceso de fangos activados pueden distinguirse dos operaciones diferenciadas: la oxidación biológica y la separación sólido-líquido.

La primera tiene lugar en el **reactor biológico** o **cuba de aireación**. Donde se provoca el desarrollo de un cultivo biológico formado por un gran número de microorganismos agrupados en flóculos (fangos activados). La población bacteriana se mantiene en un determinado nivel (concentración de SS o SVS en el Licor Mezcla), para llegar a un equilibrio entre la carga orgánica a eliminar y la cantidad de microorganismos existentes en el reactor. El reactor se alimenta con el agua residual a depurar.



*Figura 2. Proceso de fangos activos*

*Fuente: Centro de Publicaciones de la Secretaría General Técnica del M<sup>o</sup> de Fomento (2007)*



El proceso necesita para su desarrollo un sistema de aireación y agitación, que produzca el oxígeno necesario para la actividad depuradora de las bacterias, evite la sedimentación de los flóculos y permita la homogeneización de los fangos activados.

El fango activado debe tener una amplia superficie específica para que posibilite las reacciones de oxidación biológica entre los microorganismos y el sustrato, y a la vez tener una buena sedimentabilidad, propiedades que son opuestas y obligan a buscar un compromiso que presenta dificultades.

Una vez que la materia orgánica ha sido suficientemente reducida, lo que requiere un tiempo de contacto suficiente, el licor mezcla se envía a la segunda operación, denominada **clarificación** o **decantación secundaria**, en la que se separan el agua depurada y los fangos activados floculados. Estos últimos se recirculan al reactor biológico, para mantener en el mismo una concentración suficiente de bacterias.

El excedente (fangos en exceso) se extrae del sistema y se evacua hacia el tratamiento de fangos.

El proceso de digestión anaerobia se desarrolla en distintas etapas, las cuales se explican más detalladamente (*Digestión anaerobia en lodos*). Después de aplicar el tratamiento secundario a las aguas, se obtiene como subproducto los llamados lodos secundarios.

Además, podemos encontrar *tratamientos secundarios más rigurosos o avanzados* que son los que reducen además de la materia orgánica carbonada, los nutrientes (el nitrógeno y/o fósforo), utilizándose cuando el efluente se vierte a zonas sensibles o destinadas a usos en los que debe limitarse el nitrógeno o el fósforo (para agua potable, piscifactorías, etc.).

La eliminación del nitrógeno se realiza mediante vía biológica, siendo los procesos más usuales los fangos activados y los de biopelícula, alcanzándose rendimientos entre el 70-80%. La eliminación de fósforo puede realizarse por vía biológica, generalmente unida a la eliminación de nitrógeno (rendimiento 70-80%) o mediante vía físico-química, mediante adición de sales de hierro en el reactor biológico (rendimiento 80-90%). De aplicar estos tratamientos secundarios más rigurosos se obtienen los llamados lodos terciarios.



Tipos de procesos de fangos activados:

---

## PROCESOS DE FANGOS ACTIVADOS

Procesos convencionales de media carga

Procesos convencionales de muy baja carga (aireación prolongada)

Procesos avanzados de eliminación de nutrientes:

- Eliminación de nitrógeno
- Eliminación de fósforo
- Eliminación de nitrógeno y fósforo

Canales de oxidación:

- Carrusel
- Orbal

Sistemas secuenciales

Procesos de bioadsorción:

- Contacto-estabilización
- Doble etapa

Biorreactores de membranas

*Tabla 2. Procesos de fangos activados*

*Fuente: Centro de Publicaciones de la Secretaría General Técnica del M° de Fomento (2007)*

## TRATAMIENTO TERCIARIO

Los **tratamientos terciarios** de aguas residuales se utilizan con dos tipos de fines:

- a) Obtener una mejora del efluente depurado por exigencia del cauce receptor.
- b) Mejorar el efluente de cara a su reutilización, llamándose en este caso “tratamiento de regeneración”.



Podemos dividir los tipos de procesos en dos apartados:

- Procesos cuyo fin fundamental es el de reducir los S.S., la turbidez y las DBO<sub>5</sub> (filtración, microfiltración y ultrafiltración).
- Procesos destinados a la reducción de sales (ósmosis inversa, electrodiálisis reversible e intercambio iónico).

### PROCESOS PARA REDUCIR LOS SS, TURBIDEZ Y DBO<sub>5</sub>

Entre los procesos que más han evolucionado en las últimas décadas se encuentran los de filtración a través de membranas.

Estos procesos consisten en forzar el paso del líquido a filtrar a través de una membrana colocada sobre un soporte sólido.

En función del tamaño de partículas que se deseen separar variará el tipo de membrana a utilizar, siendo posible elegir entre filtración, microfiltración y ultrafiltración.

### PROCESOS PARA LA REDUCCIÓN DE SALES

#### ÓSMOISIS INVERSA

La ósmosis inversa es un proceso que consiste en separar el solvente de una solución concentrada, que pasa a través de una membrana semipermeable, mediante la aplicación de una presión, a cuál deberá ser, superior a la presión osmótica.

#### ELECTRODIÁLISIS REVERSIBLE

Este proceso consiste en alterar periódicamente las polaridades de los electrodos de manera que los flujos de agua cambian temporalmente de sentido, pasando a recibir agua depurada aquellos conductos que transportaban el concentrado y al revés.



## INTERCAMBIO IÓNICO

El intercambio iónico es un proceso de tratamiento de agua utilizado generalmente para el ablandamiento o desmineralización del agua, aunque también es utilizado para remover otras sustancias del agua en procesos tales como desalcalinización, desionización y desinfección.

Se trata de un proceso químico específico en el que los iones disueltos no deseados son intercambiados por otros iones con una carga similar.

## **LINEA DE FANGOS**

La **línea de fangos** comprende cada una de las unidades destinadas a la estabilización y acondicionamiento de los fangos de la EDAR.

Los fangos se originan fundamentalmente en los tratamientos primarios y secundarios de la línea de agua de la EDAR. En ambos casos son residuos extremadamente líquidos, presentando un contenido en agua superior al 95%.

El primer paso antes de comenzar con el tratamiento de lodos es mezclar los lodos primarios y secundarios dando lugar a los lodos mixtos.

El objetivo de estabilización y acondicionamiento de los fangos mixtos se consigue en las distintas fases:

- Espesamiento, cuyo objetivo es reducir el volumen de fango mediante la concentración del mismo.
- Estabilización, es la etapa mediante la cual se consigue la destrucción y/o transformación de la materia orgánica presente en el fango y que es la responsable de la fermentación del mismo.
- Deshidratación, proceso que consiste en la eliminación de la mayor cantidad de agua posible del fango empleando medios físicos, reduciendo, por tanto, el volumen de los mismos y confiriéndoles una consistencia que les hace más fácilmente mejorables.

Para garantizar el éxito de la línea de fangos y, por tanto, de la depuradora, se debe clarificar a priori el destino final que van a tener los mismos, y diseñar y operar la instalación de forma que las características finales del mismo sean las necesarias.



Figura 3. Esquema línea de fangos

Fuente: <https://es.slideshare.net/frankespulpo/depuracion-de-aguas-residuales>

## LINEA DE GAS

La **línea de gas** tiene como objeto llevar a cabo los elementos y operaciones cuyo fin es almacenar el biogás para su posterior uso en la producción de energía eléctrica y térmica.

La línea de gas se encarga de aprovechar los gases obtenidos en la digestión anaerobia de los fangos para equipos instalados en la misma planta, o para producir energía eléctrica, térmica, etc.

El gas se recoge del digestor y por medio de unas tuberías se lleva hasta los gasómetros donde es almacenado. Más tarde es utilizado para alimentar los equipos de cogeneración de los cuales se obtendrá tanto energía eléctrica para la venta directa como la energía térmica para mantener el proceso de digestión a una temperatura óptima. En el caso de que hubiera un excedente de gas, éste se quemaría en antorcha.

Los gasómetros son de doble membrana, la membrana exterior siempre está tensa-hinchada, mientras que la interior va cogiendo volumen o perdiéndolo en función de la producción y consumo de biogás. Entre las dos membranas





existe una cámara de aire que es la encargada de mantener siempre tensa la exterior, para ello dispone de una soplante de aire.

El gas biológico contiene, fundamentalmente, metano, anhídrido carbónico y otros productos en baja proporción. Está generalmente saturado en agua. Su naturaleza varía en función de la calidad del efluente y del control de la fermentación. La composición media en volumen del gas biológico aproximadamente es:

Metano ....65%  
CO<sub>2</sub>.....32%  
N<sub>2</sub>.....1-2%  
H<sub>2</sub>S.....0,03%  
Otros.....0,07%

\* La composición puede ser variable, dependiendo del agua residual tratada, del sistema de digestión, la temperatura, el tiempo de retención, etc. [Deublen, Steinhauser, 2010]

El gas que realmente interesa es el **metano** que es el que hace aumentar el poder calorífico del biogás, los restantes gases son trazas indeseables que empeoran su calidad.

### ESQUEMA DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES



Figura 4. Esquema de una depuradora de aguas residuales  
Fuente: <http://www.celandigital.com>



### 3.2. FANGOS / LODOS DE DEPURACIÓN

Este apartado está incluido en el presente trabajo debido a la importancia de los fangos y su posterior tratamiento en los digestores anaerobios con motivo de una producción de biogás utilizado para generar electricidad y energía térmica.

Los lodos consisten en una mezcla de agua y sólidos, separada del agua residual, como resultado de los procesos llevados a cabo en la EDAR, explicados en el apartado anterior *3.1 Descripción del proceso de una EDAR*.

Según los datos del Registro Nacional de Lodos, en España se producen anualmente alrededor de 1.200.000 toneladas (en materia seca, m.s) de estos lodos de depuradora [González Granados, 2015].

#### ORIGEN Y CLASIFICACIÓN DE LODOS

Los lodos/fangos pueden clasificarse desde distintos puntos de vista:

- A. Desde el punto de vista del origen del efluente, los fangos pueden dividirse en:
  - Fangos urbanos: el agua tratada en la EDAR tiene un componente predominante urbano (el porcentaje de agua urbana es >80%). En general, la cuenca de recogida de las aguas residuales está formada por aguas domésticas y de pequeña y mediana empresa ubicada dentro de los cascos urbanos.
  - Fangos industriales: fangos generados en estaciones de tratamiento de vertidos industriales o con una predominación de estos.
  
- B. Atendiendo a su origen en la línea de tratamiento de agua, los fangos pueden clasificarse en los siguientes grupos:



- Fangos primarios: proceden de la decantación primaria y se obtienen de la separación por gravedad de los SS (sólidos en suspensión) contenidos en el agua residual.  
Estos fangos primarios presentan un color de marrón a gris y una consistencia limosa; son sumamente inestables y putrescibles, por lo que se vuelven sépticos y generan mal olor con gran facilidad.  
Están constituidos tanto por sólidos inorgánicos que no han sido retenidos en el pretratamiento, como orgánicos.
- Fangos secundarios o biológicos: se generan en el proceso biológico de la EDAR y son separados en la decantación secundaria.  
Estos fangos están formados, principalmente, por materia orgánica que ya se encuentra parcialmente estabilizada gracias a la aireación que ha tenido lugar en el proceso, por lo que generan menos olores que los fangos primarios; si bien, presentan condiciones sépticas que hace que sea necesario estabilizarlos, bien en el proceso biológico, bien en procesos externos.
- Fangos mixtos: los fangos biológicos y primarios, pueden tratarse por separado o mezclarse, dando lugar a los llamados fangos mixtos. Habitualmente los fangos mixtos son el producto a tratar en la línea de fangos de la EDAR.
- Fangos químicos: se generan en el caso que en la línea de agua exista un tratamiento químico o físico-químico. Generalmente resultan de la adición al agua residual de sales de hierro o aluminio y cal para mejorar el rendimiento en la eliminación de SS presentes en el agua, eliminar determinados compuestos inorgánicos disueltos o precipitar fósforo.

C. En función del tipo de tratamiento dado en la línea de fangos:

- Fangos tratados: procedentes de estaciones depuradoras de aguas residuales domésticas o urbanas, tratados por una vía biológica, química o térmica, mediante almacenamiento a largo plazo o por cualquier otro procedimiento apropiado, de manera que se reduzca, de forma significativa, su poder de



fermentación y con ellos los inconvenientes sanitarios de su utilización.

- Fangos deshidratados: fangos tratados sometidos a un proceso de pérdida de agua por procedimientos físico-químicos o térmicos, previo a su utilización. El contenido de humedad no debe superar el 80%.
- Fangos secados: fangos tratados con un contenido de humedad inferior al 70%.
- Fangos compostados: fangos tratados sometidos a un proceso de transformación biológica aerobia, con la finalidad de obtener un producto estable y no fitotóxico.

### GESTIÓN DE LODOS

Los lodos se caracterizan por ser un residuo extremadamente líquido (con más de un 95% de agua). Su composición es variable y depende de la carga de contaminación del agua residual inicial y de las características técnicas de los tratamientos llevados a cabo en las aguas residuales. Los tratamientos del agua concentran la contaminación presente en el agua, y por tanto, los lodos contienen amplia diversidad de materias suspendidas o disueltas. Algunas de ellas con valor agronómico (materia orgánica, nitrógeno, fósforo y potasio, y en menor cantidad calcio, magnesio y otros micronutrientes esenciales para las plantas) y otras con potencial contaminante como los metales pesados entre ellos: cadmio, cromo, cobre, mercurio, níquel, plomo y zinc, los patógenos, y los contaminantes orgánicos.

Las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) son productoras de lodos y como tales productoras de residuos deben asegurar su correcta gestión, y pueden realizarla directamente o encargarla a gestores autorizados, todo ello conforme a lo que establece **la Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados**. La orientación de su gestión debe realizarse respetando los principios de la política de residuos relativos a la protección del medio ambiente y la salud humana y aplicando la jerarquía en las opciones de gestión, priorizando la prevención sobre el reciclado, otros tipos de valorización incluida la energética y quedando en último lugar el depósito en vertedero. En la actualidad las orientaciones sobre su gestión se recogen en el **Plan Nacional Integral de Residuos (PNIR)**.



La prevención de los lodos se refiere a la minimización de las cantidades generadas, a la disminución de la contaminación presente en los mismos y a la reducción de los impactos adversos sobre el medio ambiente. Se debe prestar atención preferente a la prevención de la contaminación en origen, es decir, a la disminución de la carga contaminante de las aguas residuales que llegan a las EDAR (cantidades de materia oxidable, en términos de DQO y DBO, sólidos en suspensión y materia tóxicas, como metales pesados y contaminantes orgánicos), de manera que está implicado el sistema de saneamiento en su globalidad. Asimismo los tratamientos efectuados a los lodos pueden incidir de forma significativa en la composición y cantidad de lodos tratados que deber ser objeto de gestión posterior.

### PROBLEMA DE SU DESTINO FINAL

El destino final que se decida dar al fango, debe, estar justificado desde todos los puntos de vista: ecológico, económico y energético, respetando determinados criterios de calidad e intentado aplicar las técnicas que mejor se adapten a ello.

La decisión sobre el destino final puede afectar, incluso a la propia línea de fangos completa, que, en muchos casos, quedará condicionada, en su diseño, por este destino. Se trata, por tanto, a la hora de proyectar, de contemplar, el destino final en la propia perspectiva de diseño de la planta, teniendo en cuenta su influencia y no limitándose a la visión estricta de los “límites físicos de la depuradora”.

Así, si por la razones que sean, se opta por una alternativa de incineración, convendrá que el tratamiento del fango en planta, previo a su destino final, produzca un fango muy deshidratado y lo más orgánico posible.

De igual forma, si el destino seleccionado es el vertedero, habrá que poner un énfasis especial en reducir su capacidad de fermentación y en obtener una sequedad superior al 30%.

### ALTERNATIVAS DE DESTINO FINAL

Existen varias alternativas para el destino final de los fangos. Las tres más habituales son las siguientes:

- a) Descarga en vertedero
- b) Destino agrícola
- c) Valorización energética



En la alternativa a) los fangos, después del tratamiento convencional (digestión/estabilización y secado mecánico o natural) no son, generalmente objeto de tratamientos posteriores, mientras que, en las alternativas b) y c) suelen ser objeto de procesos complementarios como es el caso del compostaje para su destino agrícola o los tratamientos térmicos para su valorización.

### Destino de fangos en España (%).

AGRICULTURA	VERTEDERO	INCINERACIÓN	OTROS
65 % <sup>6</sup>	25 % <sup>2</sup>	5 %	5 %

#### PREVISIÓN del I PLAN NACIONAL de LODOS

AGRICULTURA	VERTEDERO	VALORIZ. ENERG.	OTROS
65 %	20 %	15 %	

#### PREVISIÓN del II PLAN NACIONAL de LODOS

AGRICULTURA	VERTEDERO	VALORIZ. ENERG.	OTROS
70 %	15 %	15 %	

Figura 5. Destino final de fangos en España  
Fuente: Guía técnica sobre redes de saneamiento y drenaje urbano

### 3.3. DIGESTIÓN ANEROBIA DE LODOS

La digestión anaerobia puede definirse como un proceso biológico que produce la degradación de la materia orgánica biodegradable por medio de una fermentación bacteriana durante la que se produce metano, en un recinto cerrado y en ausencia de oxígeno. Es un procedimiento lento y requiere ciertas condiciones de temperatura, concentración, tiempo de retención, pH, alcalinidad, etc.

El biogás producido contiene un alto porcentaje en metano, CH<sub>4</sub> (entre 50-70%), por lo que es susceptible de un aprovechamiento energético mediante su combustión en motores, en turbinas o en calderas, bien sólo o mezclado con otro combustible.

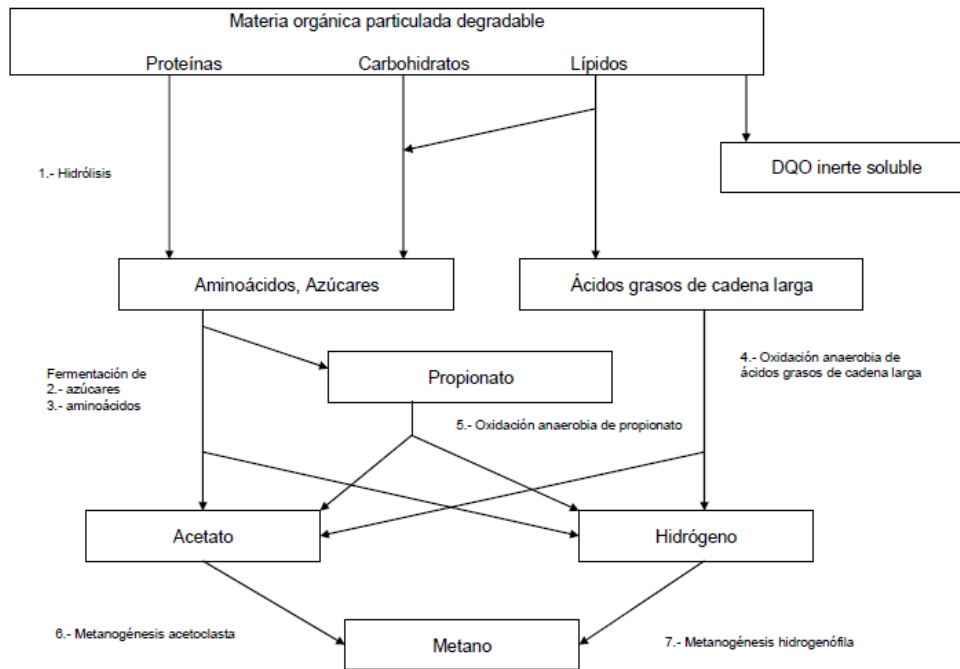


Figura 6. Esquema de la digestión anaerobia  
Fuente: Gujer and Zehnder (1983)

La digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el proceso de degradación del sustrato (término genérico para designar, en general, el alimento de los microorganismos) [Facsá, 2015-2016]:

- Etapa hidrolítica:** en la que los compuestos orgánicos complejos (lípidos, proteínas e hidratos de carbono) son despolimerizados por acción de enzimas hidrolíticas en moléculas solubles fácilmente biodegradables.
- Etapa acidogénica:** en la que los compuestos solubles resultantes de la etapa anterior son transformados en ácidos grasos de cadena corta.
- Etapa acetogénica:** en la que los compuestos intermedios son transformados por microorganismos acetogénicos, dando como producto final ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.



- d) **Etapa metanogénica:** en la que el ácido acético, el hidrógeno y el dióxido de carbono son transformados en metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ )

Para el correcto funcionamiento del proceso de digestión y optimización de la producción de gas es necesario controlar los siguientes parámetros:

1. Temperatura: se debe mantener la  $t^\circ$  de los fangos dentro del digestor entorno a los  $35^\circ\text{C}$ , teniendo en cuenta las pérdidas de calor en el proceso.
2. Tiempo de retención hidráulico: equilibrio entre la producción de gas y la formación de espumas.
3. Mezcla interior: recirculación y agitación aprovechando el propio biogás generado.
4. Reducción de sólidos volátiles: marcará el rendimiento del proceso.
5. Alcalinidad y pH: equilibrio entre las fases ácidas y básicas.
6. Compuesto tóxicos: Evitar estos compuestos ya que inhiben el proceso.
7. Control formación  $\text{SH}_2$ : esta formación afecta a la calidad del gas.

Como resultado de la digestión anaerobia obtenemos:

- **Fango estabilizado** el cual se somete a una deshidratación mecánica mediante centrifugadoras u otros métodos como ha quedado explicado en la línea de fango. Este fango estabilizado se aprovecha en el medio agrícola como fertilizante.
- **Biogás:** El biogás producido en el proceso se utilizará para generar la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de las diferentes unidades; además de la venta de la energía eléctrica sobrante. Así mismo el calor producido será empleado para ayudar a mantener los lodos de la depuradora a una temperatura adecuada. De esta forma se persigue el autoabastecimiento energético de la EDAR. [González Marín, 2009]





Los beneficios asociados a la digestión anaerobia son [Sanmartín Baños, 2010]:

- ✓ Reducción significativa de malos olores
- ✓ Mineralización y estabilización de fangos
- ✓ Producción de energía renovable
- ✓ Reducción de emisiones de gases de efecto invernadero

### 3.4. PRODUCCIÓN DE BIOMETANO

El proceso **power to gas**, se basa en buscar una utilidad energética al biogás generado en una EDAR (estación de depuración de aguas residuales). Los residuos orgánicos que generamos, desde los restos de comida en la bolsa de la basura hasta las aguas residuales tratadas en una depuradora, son susceptibles de ser convertidos en un recurso energético. El biogás es un gas que se obtiene del proceso de degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias (sin oxígeno). Este gas se compone principalmente de metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ).

El biogás generado en las instalaciones de digestión anaerobia (digestores anaerobios) suele presentar porcentajes de en torno a un 60% de metano ( $\text{CH}_4$ ), que es el principal componente del gas natural, lo que permite su utilización directa como fuente de energía en sistemas de generación de calor y grupos de cogeneración. Sin embargo, si su uso se quiere ampliar (inyección a red y movilidad), es necesario aumentar su concentración llevando a cabo procesos de purificación que permitan eliminar o convertir el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), de forma que se obtenga biometano o gas renovable.

Dentro de los procesos biológicos de upgrading (purificación), en los últimos años los estudios se están centrando especialmente en la etapa hidrogenotrófica de los procesos anaerobios (biometanización). En este tipo de sistemas, los microorganismos utilizan el  $\text{CO}_2$  como fuente de carbono y el  $\text{H}_2$  como fuente de energía para producir metano. La ventaja de este tipo de sistemas, frente al resto de procesos de limpieza de biogás en los que se elimina una parte del volumen, es que en el proceso de purificación el  $\text{CO}_2$  se “transforma” en  $\text{CH}_4$ , por lo que el volumen de entrada de biogás y el de salida de biometano se mantiene prácticamente constante.

Bajo el concepto “**power to gas**”, el  $H_2$  necesario en el proceso se obtiene a través de electrólisis del agua utilizando energía excedente de generación renovable. De esta forma, la generación de biometano o gas renovable puede considerarse el nuevo vector energético.

En su plan de trabajo sobre energías renovables, la Comisión Europea ha propuesto como objetivo alcanzar el 20% de energías renovables en 2020 en el conjunto de la mezcla energética. De este modo, la energía eólica y la solar juegan un papel muy importante en la vida de la empresa.

Sin embargo, el viento y la energía solar son fluctuantes e intermitentes y deben ser equilibrados para la estabilidad de la red eléctrica. En consecuencia, se requiere un almacenamiento de electricidad a largo plazo y de gran capacidad, así como la capacidad de producción de la reserva.

Por otro lado, existe un excedente de generación eléctrica que proviene de fuentes renovables, ya que es difícil que las curvas de demanda y generación coincidan. Este excedente se puede almacenar de diversas formas, aunque la mayoría de ellas tienen un elevado coste o son difíciles de gestionar desde el punto de vista logístico.

La tecnología *Power to Gas* (PtG) podría contribuir a abordar los siguientes problemas. El proceso PtG conecta la red eléctrica con la red de gas mediante conversión de la energía excedente en gas compatible con la red a través de un proceso de dos etapas:

1. Producción de  $H_2$  por electrólisis del agua
2. Conversión de  $H_2$  con una fuente externa de CO o  $CO_2$  al  $CH_4$  mediante metanización.

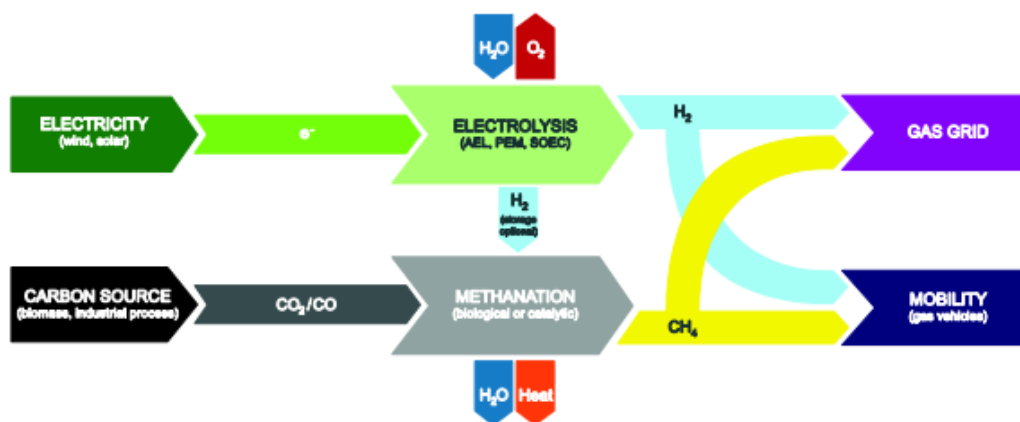


Figura 7. Proceso “Power to Gas”  
Fuente: M.Gotz y col. (2016)



El CH<sub>4</sub> resultante, conocido como Gas Natural Sustitutivo (SNG), puede ser inyectado en red de distribución de gas existente o en el almacenamiento de gas, utilizado como combustible para motores.

La capacidad de almacenamiento mundial total de gas natural es > 3600 TWh (producción mundial total de electricidad de energía eólica y solar en 2012: 639 TWh).

Los principales inconvenientes de la conversión de energía a gas son una eficiencia relativamente baja y altos costes.

La primera cadena PtG fue propuesta en Japón en el año 2000. Esta primera idea consistía en la reducción global de CO<sub>2</sub> reciclando el agua del mar. A medida que han ido pasando los años se ha experimentado un crecimiento a nivel global, especialmente en los países desarrollados. Hay una cantidad significativa de investigación sobre este tipo de energía de gas en países como Suiza, Dinamarca, Francia, Japón y Alemania, donde se realizan pruebas piloto, que están en construcción o incluso en funcionamiento.

La transmisión de energía eléctrica a gas (PtG) podría desempeñar un papel importante en un futuro cercano. Sin embargo, se deben de evaluar las barreras técnicas y económicas antes de que el PtG pueda a tener éxito comercial.

Para ello se deben tener en cuenta los siguientes aspectos:

#### Electrólisis

- Mejora de la eficiencia (durante la operación transitoria) y de los costes.
- Actualmente, la electrólisis alcalina es la técnica más barata y fiable.
- En un futuro próximo, la electrólisis PEM (Membrana Electrolítica Polimérica) podría ser la mejor opción para el proceso PtG, por su mejor desempeño en cuanto a la operación transitoria.

#### Metanización catalítica

- Se está trabajando en tecnologías de metanización (en su mayoría reactores de lecho fijo y estructurados; además de lecho fluidizado y metanización trifásica).



- Pocos resultados sobre el funcionamiento dinámico de reactores de metanización.

### Metanización biológica

- La metanización biológica se puede llevar a cabo en digestores de biogás (adición de H<sub>2</sub> a los digestores de biogás) o en reactores separados.
- La pobre transferencia de masa de H<sub>2</sub> es el aspecto limitante con respecto al rendimiento del proceso.
- En la mayoría de los casos se utilizan reactores CSTR (Captura y Almacenamiento Continuo de CO<sub>2</sub>) que tienen la ventaja de un alto coeficiente de transferencia de masa volumétrica, sin embargo, la mezcla en fase gaseosa y líquida dificulta lograr un alto contenido en metano.

### Comparación de la metanización biológica y catalítica

- La metanización biológica tiene una mayor tolerancia a las impurezas.
- La metanización catalítica requiere de tamaños de reactor mucho más pequeños para el mismo flujo de gas de alimentación (órdenes de magnitud menores).
- El uso de la metanización catalítica conduce a una mayor eficiencia porque no se requiere de ningún agitador y se puede utilizar el calor residual.

### Cadena de procesos

- El biogás y la gasificación de biomasa podrían convertirse en importantes fuentes de CO<sub>2</sub> para el PtG.
- Los costes de producción de hidrógeno dominan todo el proceso.
- El almacenamiento de hidrógeno puede ser otro factor de coste significativo.
- El comportamiento dinámico de la metanización determina el tamaño del almacenamiento de H<sub>2</sub>.
- La utilización de calor es necesario en la metanización para aumentar la eficiencia del PtG.

En Europa, aunque existen más de 17.300 plantas de biogás, el número de instalaciones de purificación no supera las 500 unidades, ubicadas principalmente en Alemania y Austria. En lo que respecta a España, el número



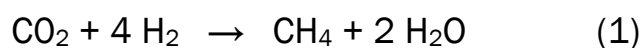
de plantas de purificación apenas alcanza las 5, siendo, en su mayoría, pilotos experimentales de diversas tecnologías.

El gas renovable cambiara nuestra forma de consumir energía. Hasta ahora se hablaba de un mix energético refiriéndose siempre a la generación eléctrica. La introducción del gas renovable como nuevo vector energético permite ampliar este concepto a la red de gas. El gas natural es un combustible que de por si tiene un menor impacto que otros combustibles tradicionales. Si a esto le añadimos la posibilidad de mezclarlo con gas renovable, reducimos de forma drástica las emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas a este combustible.

### 3.5. ENRIQUECIMIENTO IN-SITU SUMINISTRO H<sub>2</sub>

Como ya se ha mencionado en el apartado anterior, el procedimiento de transformación de la electricidad en gas almacenable vía electrolisis en combinación con una conversión de las moléculas de H<sub>2</sub> a metano recibe el nombre de Power to Gas (PtG). El PtG es una conexión bidireccional entre la electricidad y la energía natural del gas y es una opción prometedora en la era postfósil (Jentsch et al, 2014).

El proceso Power to Gas puede lograrse mediante dos métodos completamente diferentes: **metanización catalítica-química** y **BHM**. Ambos caminos se basan en la reacción de *Sabatier*:



En esta reacción, la molécula de dióxido de carbono reacciona con cuatro moléculas de hidrógeno para formar una sola de metano y dos moléculas de agua líquida.

La metanización catalítica, en su mayor parte a base de níquel, funciona a temperaturas entre 300 y 500 °C y a una presión elevada. Dentro de la BHM (*Biological hydrogen methanation*) los metanógenos hidrogenotróficosautotróficos desempeñan el papel de un catalizador para automóviles y convertir los gases reactivos hidrógeno molecular y dióxido de carbono al metano y al agua (reac. 1).



La actividad dependiente de la temperatura de los metanógenos oscila entre los 0 y 122 °C, siendo su temperatura óptima entre los 15 -98 °C.

Las aplicaciones técnicas de BHM alcanzaron el tamaño de una planta piloto, mientras que las aplicaciones catalíticas-químicas la metanización ya se utiliza para un sistema comercial.

BHM tiene una menor velocidad de reacción debido a una temperatura más baja, una menor volumetría de transferencia de masa y una alta tolerancia hacia impurezas del gas de entrada. Surgen ventajas del efecto sinérgico de una combinación BHM con el proceso de biogás. Después de la reducción de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) a través de inyección H<sub>2</sub> en el biogás tiene un valor calorífico mucho más alto debido a la conversión de dióxido de carbono a metano. Por tanto, BHM podría reducir los costes de mejora de la calidad del biogás a la del gas natural. Si el biogás cumple los requisitos de la red de gas natural, se le llama comúnmente “biometano” y puede inyectarse en la red.

La cadena PtG es también beneficiosa para aumentar el rendimiento específico del metano (en L por kg de producto orgánico) obtenido por hectárea de cultivos energéticos cultivados debido a que se convierte una mayor cantidad de carbono cosechado en metano.

Se pueden utilizar dos vías técnicas para las aplicaciones BHM:

- a) Inyección directa de H<sub>2</sub> en un sistema anaeróbico y por tanto la utilización de CO<sub>2</sub> producido internamente – en metanización insitu.
- b) Inyección paralela de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> en una relación estequiométrica de 4:1 en un reactor – llamada metanización ex-situ.



B. Lecker et al.

Bioresour. Technology 245 (2017) 1220–1228

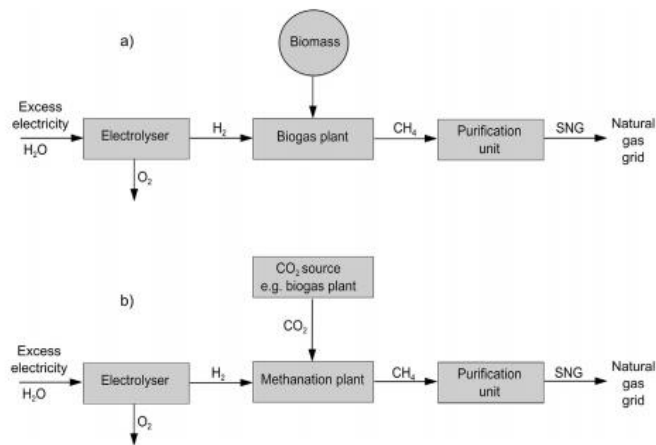


Fig. 1. (a) The in-situ BHM process. Carbon dioxide is generated internally from the biogas process. (b) The ex-situ BHM process. Carbon dioxide could be utilized from many sources.

Figura 8. Aplicación directa y paralela de BHM  
Fuente: B.Lecker y col. (2017)

La eficiencia de la tecnología PtG es objeto de controversia. La eficiencia del paso de la electrolisis depende de la compresión de H<sub>2</sub> producido, según los cálculos de Bernachi (2014), de 51-65% bajo presión atmosférica a 54-72% bajo una presión de trabajo de 200 bar. Si el gas producido por la cadena PtG se reconvierte directamente después de la metanización, en una planta de cogeneración, la eficiencia global baja al 30-45%.

La reacción biológica de Sabatier (reac. 1) es una parte importante de la biodegradación anaeróbica en el proceso de biogás. Todo el proceso de formación consta de dos partes:

- Hidrólisis y acidogénesis
- Acetogénesis/Deshidrogenación y metanización

Es importante mencionar tres factores a tener en cuenta en el enriquecimiento del suministro de H<sub>2</sub>:

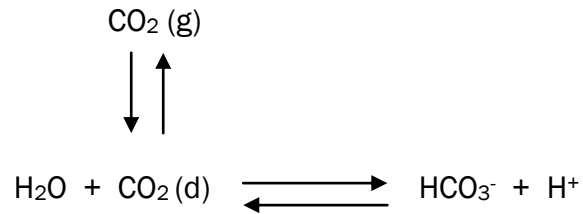
### 1- ENRIQUECIMIENTO EN LA DISOLUCIÓN DE CO<sub>2</sub>

Se conseguirá aumentar la concentración de dióxido de carbono en la disolución al incrementar la presión total en el proceso y consigo la presión parcial de CO<sub>2</sub>. Esto hecho se puede ver en la siguiente expresión de la Ley de Henry:



$$P_{CO_2} = H C_{CO_2}$$

H: Constante de Henry



## 2- FAVORECER LA TRANSFERENCIA DE H<sub>2</sub>

Este concepto viene definido por la siguiente expresión:

$$r_{H_2} = V K_{LA} \left( \frac{C_{HG}}{H} - C_{HL} \right)$$

$C_{HG}$ : Concentración de hidrógeno en el gas

$C_{HL}$ : Concentración de hidrógeno en el líquido (se desprecia)  $C_{HL} = 0$

$K_{LA}$ : Coeficiente específico de transferencia de materia

$V$ : Volumen útil

En los digestores anaerobios tratados no se podrá modificar en gran medida el coeficiente específico de transferencia de materia ( $K_{LA}$ ), por lo tanto para conseguir aumentar la concentración de hidrógeno en el gas se deberá trabajar con presiones superiores.

De esta manera y partiendo de la ecuación de gases ideales:  $P V = n R T$

$$P = (n/V) R T \rightarrow P_{H_2} = H C_{H_2}$$

H: Constante de Henry





La Ley de Henry enuncia que a una temperatura constante, la cantidad de gas disuelta en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial que se ejerce sobre el líquido.

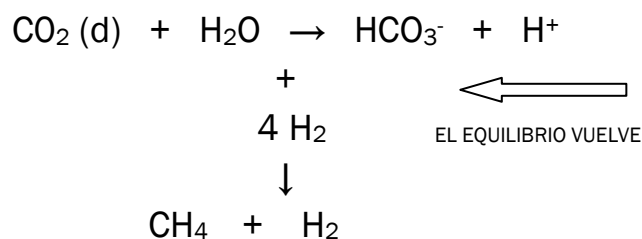
Por lo tanto, al aumentar la presión conseguiremos aumentar la solubilidad del gas y por consiguiente la transferencia de H<sub>2</sub> a la fase líquida.

$$P \uparrow = C_{HG} \uparrow$$

### 3- RECUPERACIÓN DEL pH

Otro factor importante a tener presente es el pH existente en el digestor anaerobio. Así pues, cuando se aumenta la presión de trabajo favoreciendo la transferencia de hidrógeno y por tanto una mayor disolución de CO<sub>2</sub> esto provocara un descenso del pH (acidificación).

Contra restando este hecho, el crecimiento en la conversión de CO<sub>2</sub> volverá a aumentar el pH del digestor. En este sentido, el suministro de H<sub>2</sub> actúa como un “secuestrador de CO<sub>2</sub>”, para controlar el pH del sistema y evitando la acidificación causada por el desplazamiento del equilibrio de CO<sub>2</sub> a la fase líquida producida por las altas presiones de operación.



#### Comparación metanización in-situ y ex-situ

La ampliación de un reactor de biogás para realizar la metanización de CO<sub>2</sub> insitu requiere menos costes de inversión adicionales en las plantas de biogás existentes que el mejoramiento exsitu.

Por otro lado, el sistema exsitu evita muchos desafíos biológicos y mecánicos presentes en la digestión anaeróbica. Técnicamente, en BHM insitu tiene un problema mayor: la cantidad de H<sub>2</sub> inyectado tiene que ser permanente adaptado a la producción de dióxido de carbono en la digestión anaeróbica

con lo que se consigue una medición y automatización de los gases con un coste elevado del equipo.

La posible tasa de evolución del metano (MER) de los sistemas insitu es muy baja en comparación con las corrientes de metano en los sistemas exsitu.

B. Lecker et al.

Bioresource Technology 245 (2017) 1220-1228

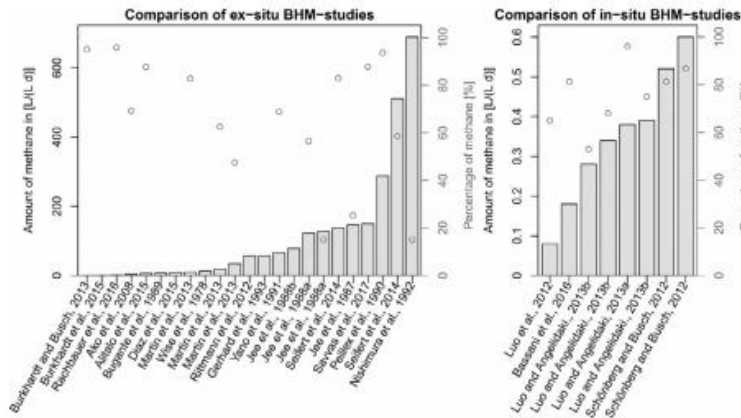


Fig. 3. Comparison of in-situ and ex-situ systems. The first 23 data pairs (out of 19 studies) injected a gas mixture of  $H_2$ - $CO_2$  to hydrogenotrophic methanogens. The following 8 data pairs (out of 5 studies) injected  $H_2$  into a continuously driven biogas fermenter. The bars illustrate the amount of methane in  $L L^{-1} d^{-1}$ . The grey circles mark the methane content of the biogas in percent.

Figura 9. Comparación metanización in-situ y ex-situ  
Fuente: B.Lecker y col. (2017)

Con la BHM insitu, el MER oscila entre 0,08 y 0,39 L/Lreac d en comparación con los datos exsitu BHM, donde los valores están entre 0,37 y 688,6 L/Lreac d.

El biogás representa un nuevo reto para la metanización debido al metano adicional, que es inerte para esta reacción, y sólo aumenta la velocidad del flujo de gas a través del reactor.

La reducción de la presión parcial de  $H_2$  y  $CO_2$  debido a la presencia de gases no reactivos también tiene una influencia adversa sobre la transferencia de masa gas-líquido.

La metanización de  $CO_2$  y  $H_2$  en un biorreactor exsitu no está limitada por la disponibilidad de gases de sustrato como reactores de metanización insitu, donde la inyección de  $H_2$  está fuertemente acoplada al  $CO_2$  producido internamente.

Por lo tanto, se puede inyectar una mayor cantidad de gases de sustrato premezclados en el reactor exsitu. Una concentración de metano del 95% como mínimo es el límite inferior para la inyección de gas en la red en países como Alemania.



En una perspectiva futura, es probable que los futuros sistemas energéticos basados principalmente en energías renovables se enfrentarán a una necesidad urgente de almacenamiento de la electricidad. PtG podría proporcionar una posibilidad de almacenamiento adecuada, aunque todavía no hay plantas de BHM disponibles a escala industrial.

Los sistemas exsitu probablemente estarán disponibles antes que los sistemas insitu debido a la ausencia de inhibición microbiana originada por altas presiones parciales de  $H_2$  en los biorreactores.

Para mejorar la limitación de la transferencia de masa gas-líquido, es necesaria una intensa investigación para alcanzar un MER alto en combinación con un porcentaje alto de  $CH_4$  en el gas de escape.

La metanización exsitu es capaz de generar un alto MER (tasa evolución metano) a costa de un comportamiento recíproco en el porcentaje de  $CH_4$ . La metanización insitu es también una forma válida de aumentar el MER de forma ajustada y almacenar la electricidad, pero la digestión anaeróbica tiene que ser protegida de la inhibición por una presión parcial elevada de  $H_2$ .

Mejorando los métodos de gasificación o el desarrollo posterior pueden ayudar a metanizar el  $H_2$  insitu. Se ha demostrado que la transferencia de masa gas-líquido tiene la mayor cantidad de influencia en el rendimiento de la metanización.

En conclusión, BHM es un camino prometedor para el futuro del almacenamiento de la energía a escala mundial, pero aún existen muchos desafíos que se deben superar.





## 4. ANÁLISIS Y EXPLICACIÓN DE LA PLANTA PILOTO

### 4.1. INTRODUCCION

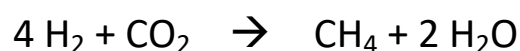
El funcionamiento de la digestión anaerobia a una presión superior a la atmosférica, favorece el enriquecimiento en CO<sub>2</sub> de la disolución.

La solubilidad y el enriquecimiento de CH<sub>4</sub> en el biogás pueden aumentar la eficiencia de la mejora in-situ con el suministro de H<sub>2</sub>. Por un lado, se aumenta la fuerza motriz de transferencia de masa de H<sub>2</sub> y, por otro, la disminución del pH causado por la mayor concentración de CO<sub>2</sub> en el líquido, puede ser contrarrestada por una mayor tasa de H<sub>2</sub> transferida en la metanogénesis para la conversión de CO<sub>2</sub> en CH<sub>4</sub>.

La viabilidad del proceso se evaluó para un suministro continuo de H<sub>2</sub> a un digester mesófilo en una planta piloto (35L) de lodo operando a un HRT de 20d y una presión absoluta de hasta 3 atm. El H<sub>2</sub> se suministra a la recirculación de lodos por medio de un mezclador estático para facilitar la solubilización del H<sub>2</sub>. Durante el proceso se pudo comprobar que la eficiencia en la conversión de H<sub>2</sub> iba aumentando a medida que se incrementaba la presión de operación.

La concentración de CH<sub>4</sub> en el gas de digestión alcanzó el 95% a una presión de 3 atm, mientras que por su parte el pH se encontraba cercano a 7. Una vez alcanzada esta situación se procedió a la eliminación de la materia orgánica acumulada (ácidos grasos volátiles).

La estrategia "Power to Gas" consiste en la utilización del exceso de electricidad producida por las fuentes renovables, fuentes de energía, cuando la demanda no se corresponde con una tasa de suministro incontrolable, para convertir el agua en H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> por electrolísis y posterior metanización química o biológica de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> como se indica en la siguiente ecuación:





El método biológico se puede realizar in-situ, por lo que el  $H_2$  se suministra directamente al digestor anaeróbico para que las *archaea* (microorganismos unicelulares) puedan consumir  $H_2$  y  $CO_2$ , por lo que se pueden evitar unidades adicionales de mejora. La transferencia de  $H_2$  a la fase líquida se ha identificado como el paso límite para la conversión y se han aplicado varias configuraciones de reactor para aumentar el coeficiente de transferencia de masa específico.

Alternativamente, se puede aumentar la presión de operación para aumentar la solubilidad en los gases, reduciendo así el contenido de  $CO_2$  en el biogás y facilitando la transferencia de  $H_2$  a la fase líquida. En este estudio, se evalúa la viabilidad de la mejora in-situ mediante el suministro de  $H_2$  en un digestor presurizado de lodos.

## 4.2. MATERIALES Y METODOS

El digestor fue inoculado con lodos anaeróbicos de la EDAR de Valladolid, a un volumen de trabajo de 35L. Se operaba a una temperatura de 35 °C y se alimentaba con lodos crudos, recogidos periódicamente de los mismos. El TRH fue de 20 d.

En el proceso se emplearon bombas peristálticas para la alimentación, descarga y mezcla (recirculación de lodos a 0,5 L/min). La presión de funcionamiento se controlaba con una electroválvula situada en la cabeza del digestor y finalmente el  $H_2$  se suministraba de forma continua a la recirculación de los lodos. (FIGURA 1)

El experimento consta de 4 etapas con presiones de funcionamiento crecientes y diferentes tasas de  $H_2$ . (TABLA 1)

El caudal de gas que sale del digestor se midió por el desplazamiento del líquido y la composición por el GC-TCD. La concentración de AGV en los lodos digeridos fue determinada por el GC-FID. Finalmente, el pH fue monitoreado en línea con una sonda y el contenido de SV fue medido por medio de métodos estandarizados.



### 4.3. RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Después de un periodo de ajuste de 12 d, el punto de ajuste de la presión se incrementó en las etapas I – III hasta 3 atm a un valor de tasa H<sub>2</sub> de 0,45 NL Lr. Con este hecho, la eficiencia de conversión de H<sub>2</sub> se incrementó firmemente al igual que la presión de operación.

Gracias a ello, también aumentó la concentración de CH<sub>4</sub> en el gas (FIGURA 2). En el estadio III, el promedio de gas producido fue de 85,7% CH<sub>4</sub>, 12,6% CO<sub>2</sub> y 1,7% H<sub>2</sub>, con una eficacia de conversión superior al 99%.

La eliminación de CO<sub>2</sub> y la tasa de suministro de H<sub>2</sub> fueron incrementando en la fase IV a 0,64 NL Lr. para hacer frente a una mayor concentración de CO<sub>2</sub> de lo esperado. Como consecuencia, la concentración de CH<sub>4</sub> alcanzó un nivel de concentración media del 94,4% durante los últimos 20 d del experimento con una concentración superior al 95% en 3 de las 14 muestras. Por su parte, las concentraciones de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> cayeron a un promedio del 4,8% y 0,8%, respectivamente. Entonces era factible obtener biometano, con una concentración de CH<sub>4</sub> del 95% en un digester de lodos funcionando a una presión absoluta de 3 atm.

El pH en el digester bajó a valores alrededor de 6,5 durante la etapa I del experimento (FIGURA 3). Pero posteriormente, se recuperó cuando la conversión de CO<sub>2</sub> aumentó, particularmente en la etapa IV (hasta 7,2). En este sentido el suministro de H<sub>2</sub> actuó como un “secuestrador de CO<sub>2</sub>”, para controlar el pH en el sistema y evitó la acidificación causada por el desplazamiento del equilibrio de CO<sub>2</sub> a la fase líquida observada a altas temperaturas y presiones de funcionamiento.

La eficiencia de la eliminación de la materia orgánica se cuantificó en un 40-50% de la eliminación de los SV durante el experimento, dentro de los valores típicos de la digestión anaeróbica de lodos en la atmósfera, y curiosamente, sólo las concentraciones de trazas de AGV fueron lo que indicaron la falta de acumulación no deseada de H<sub>2</sub> en forma de acetato.

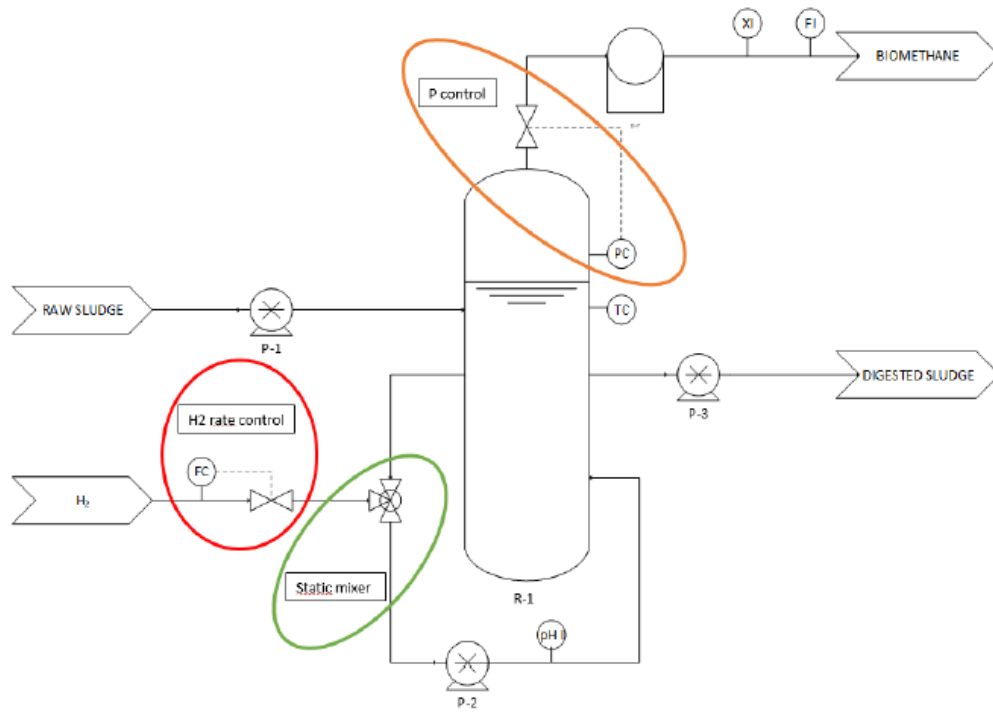


Figura 10. Diagrama de la planta piloto estudiada  
Fuente: Díaz y col. (2019)

Stage	0	I	II	III	IV
Time (d)	0	12	61	117	158
Absolute pressure (atm)	1.5	2.0	2.5	3.0	3.0
H <sub>2</sub> flowrate (NL L <sub>r</sub> <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	-	0.45	0.45	0.45	0.64

Tabla 3. Condiciones de operación del experimento  
Fuente: Díaz y col. (2019)



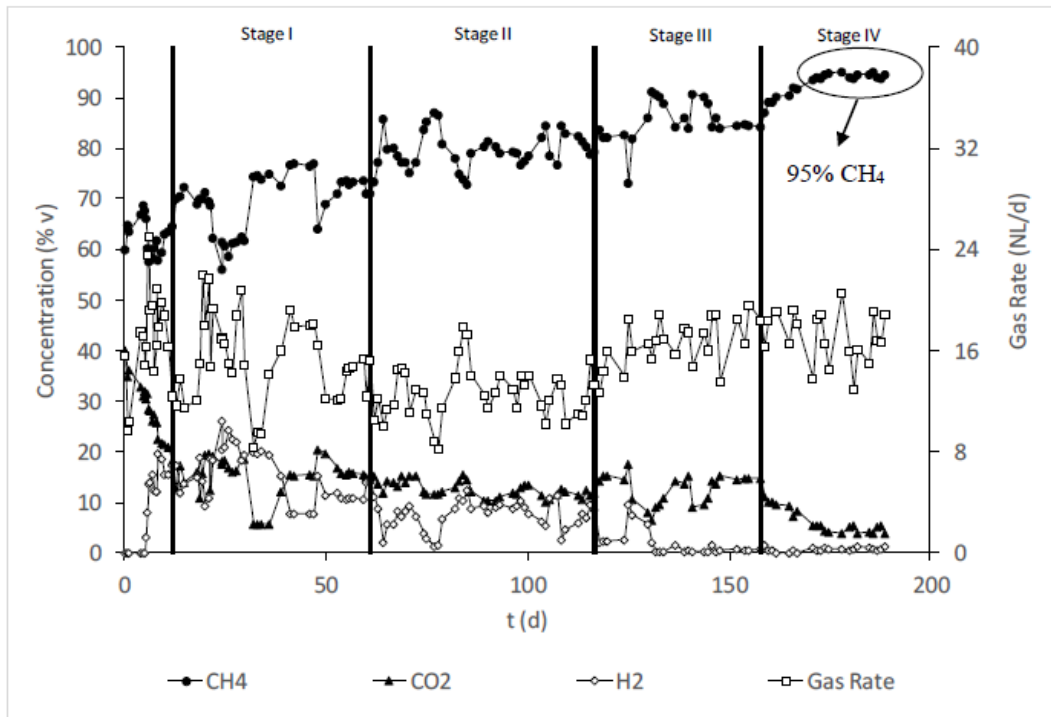


Figura 11. Composición del gas obtenido del digestor presurizado  
Fuente: Díaz y col. (2019)

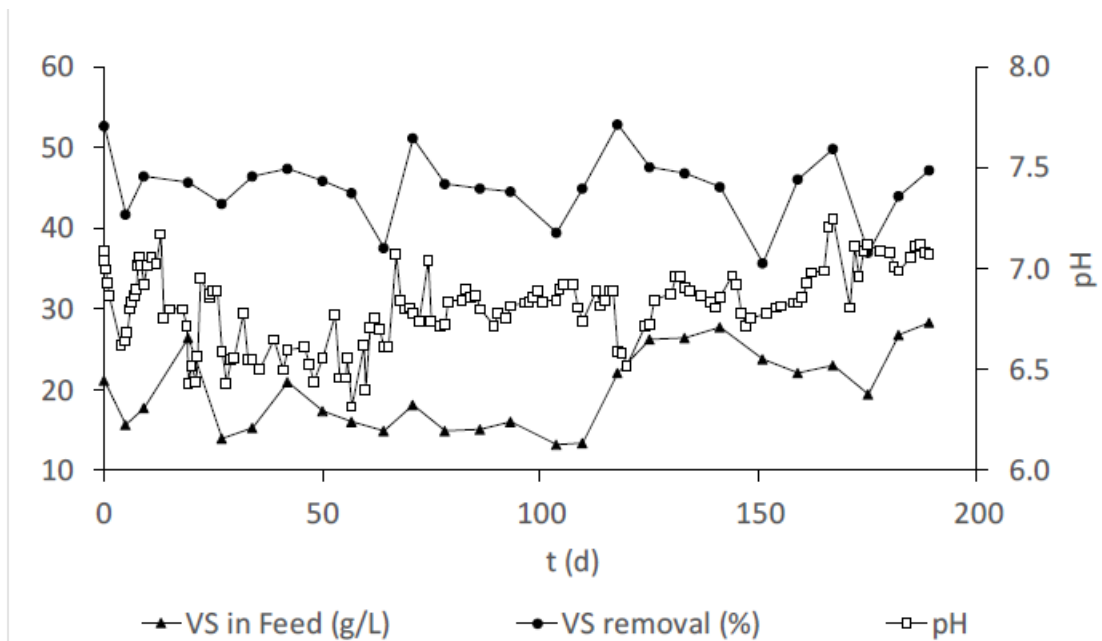
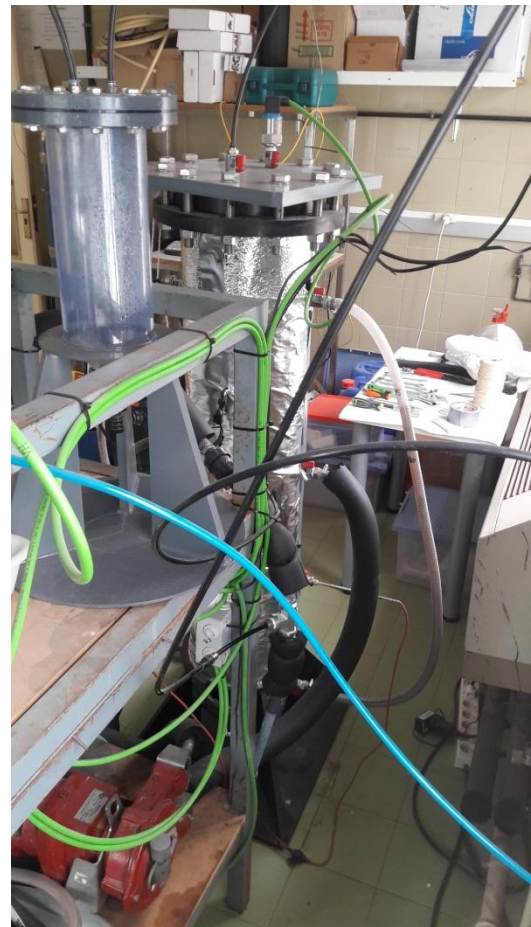


Figura 12. pH y eficiencia de materia orgánica en el digestor  
Fuente: Díaz y col. (2019)

A continuación se adjuntan dos fotos de la planta piloto estudiada tomadas en el laboratorio del departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente en la Escuela de Ingenierías Industriales de Valladolid.



*Figura 13. Planta piloto  
Fuente: Elaboración propia*



## 5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA AL PROCESO

### 5.1. ESTUDIO Y CÁLCULO DE BALANCES

A continuación se va a representar mediante un diagrama de flujo el proceso llevado a cabo en una EDAR (Estación de Depuración de Aguas Residuales):

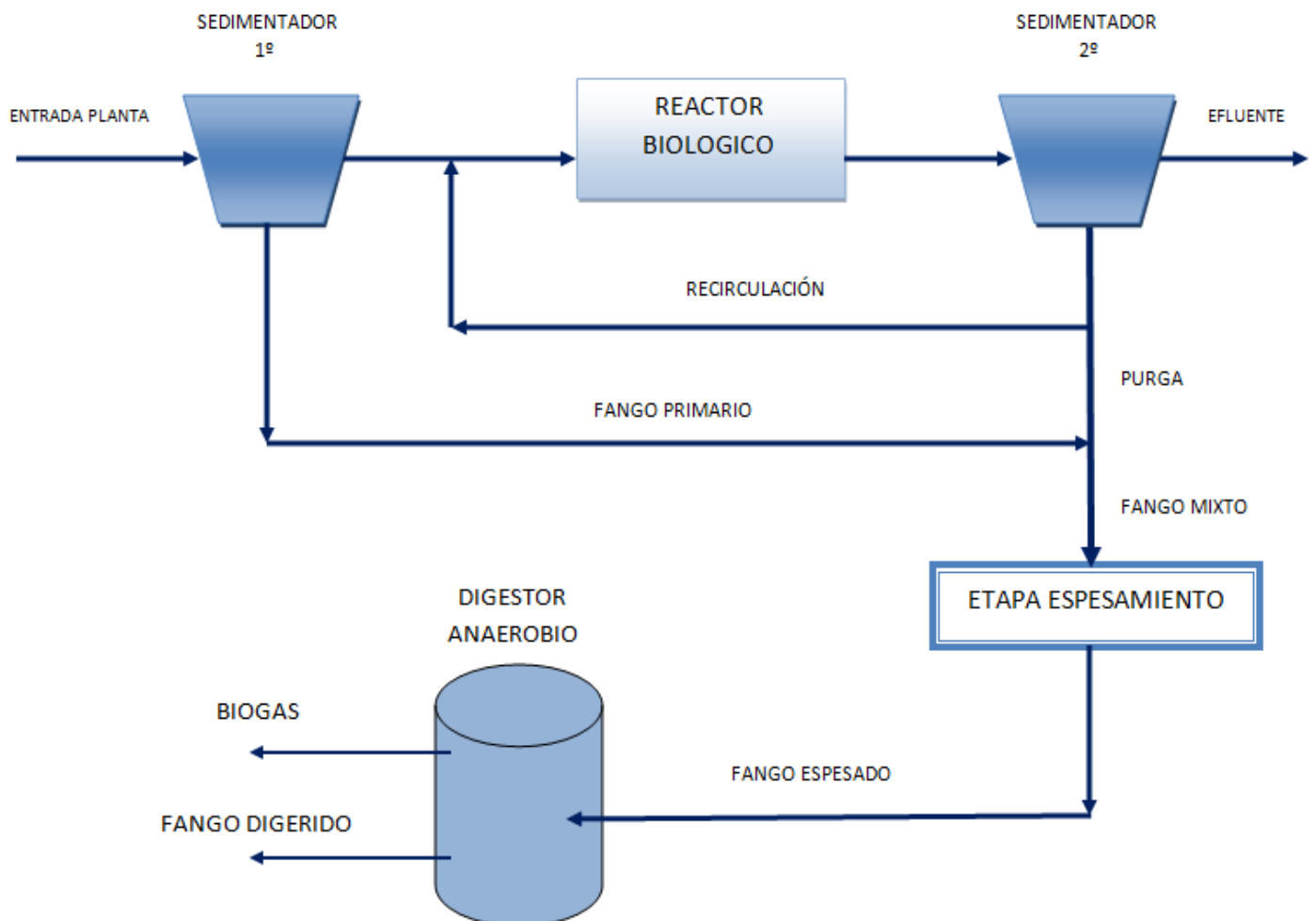


Figura 14. Diagrama de flujo del proceso  
Fuente: Elaboración propia



Gracias a los datos facilitados por la EDAR de Valladolid adjuntos en el ANEJO 1. DATOS EDAR VALLADOLID se conocen los datos de entrada a la planta, la salida del efluente y los caudales de fangos primarios y secundarios o purga.

**ENTRADA PLANTA**

$Q = 133.000 \text{ m}^3/\text{d}$   
 $SST = 302 \text{ mg/L}$   
 $SSV = 227 \text{ mg/L}$   
 $DQO_T = 526 \text{ mg/L}$   
 $DBO_5 = 307 \text{ mg/L}$

**SALIDA EFLUENTE**

$Q = 130.400 \text{ m}^3/\text{d}$   
 $SST = 3 \text{ mg/L}$   
 $DQO_T = 29 \text{ mg/L}$   
 $DBO_5 = 7 \text{ mg/L}$

Aplicando la siguiente expresión se determina la  $DQO_s$  a la entrada de la planta:  $DQO_T = DQO_s + 1,4 * DQO_P$

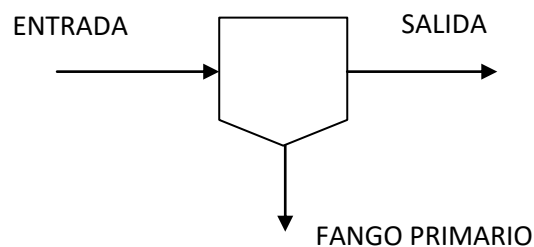
$$526 = DQO_s + 1,4 * 227; \quad DQO_s = 208,2 \text{ mg/L}$$

**FANGO PRIMARIO**

$Q = 687 \text{ m}^3/\text{d}$   
 $SST = 18 \text{ g/L}$   
 $SSV = 12,7 \text{ g/L}$

**FANGO SECUNDARIO**

$Q = 1.675 \text{ m}^3/\text{d}$   
 $SST = 12,7 \text{ g/L}$   
 $SSV = 9,92 \text{ g/L}$

**BALANCE DE MATERIA AL SEDIMENTADOR PRIMARIO**

$$Q \text{ entrada} = Q \text{ salida} + Q_{f1}; \quad 133.000 \text{ m}^3/\text{d} = Q \text{ salida} + 687 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{Por lo tanto: } Q \text{ salida} = 132.313 \text{ m}^3/\text{d}$$



Para conocer los parámetros del caudal de salida se realizan los siguientes cálculos:

$$Q_{\text{entrada}} * SST_{\text{entrada}} = Q_{\text{salida}} * SST_{\text{salida}} + Q_{f1} * SST_{f1}$$

$$133.000 \text{ m}^3/\text{d} * 0,302 \text{ kg}/\text{m}^3 = 132.313 \text{ m}^3/\text{d} * SST_{\text{salida}} + 687 \text{ m}^3/\text{d} * 18 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$SST_{\text{salida}} = 0,21 \text{ kg}/\text{m}^3 = 210 \text{ mg}/\text{L}$$

- Se ha supuesto que los Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) son un 75% de los Sólidos Suspendidos Totales (SST), luego:

$$SSV_{\text{salida}} = 0,75 * SST_{\text{salida}} = 157,5 \text{ mg}/\text{L}$$

$$DQO_P_{\text{salida}} = 1,4 * SSV_{\text{salida}} = 220,5 \text{ mg}/\text{L}$$

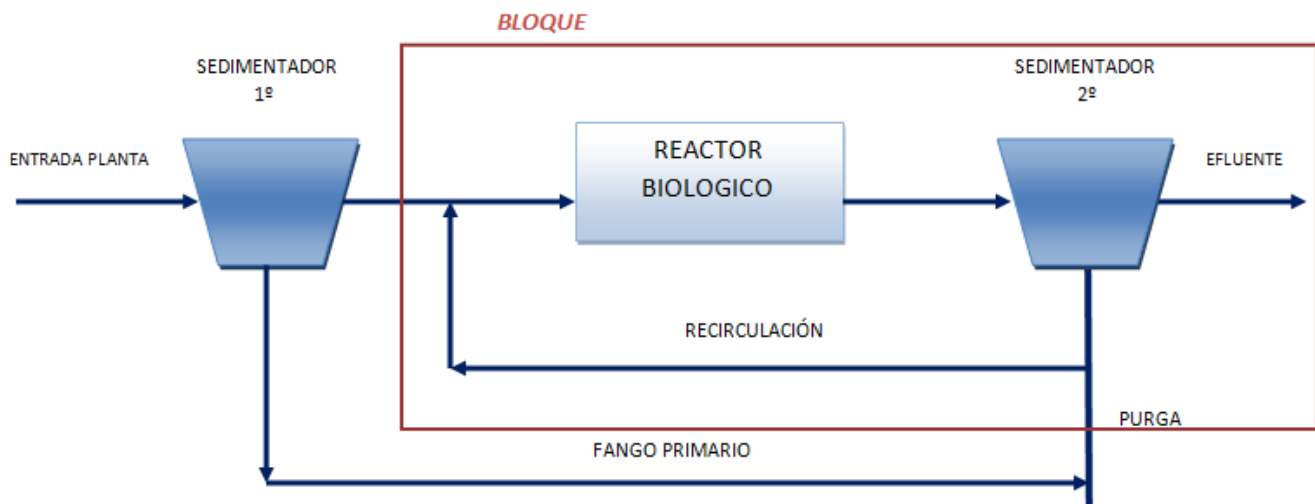
Por su parte, la DQOs a la entrada se mantiene constante al pasar por el proceso de decantación primaria:  $DQOs_{\text{entrada}} = DQOs_{\text{salida}} = 208,2 \text{ mg}/\text{L}$

Finalmente se tiene que:

$$DQO_T_{\text{salida}} = DQO_S_{\text{salida}} + DQO_P_{\text{salida}} = 428,7 \text{ mg}/\text{L}$$

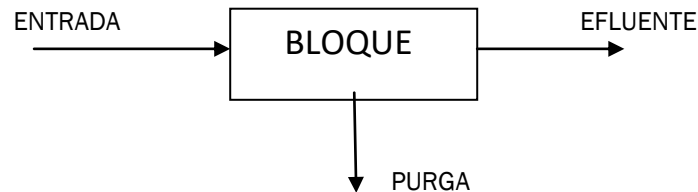
### BALANCE DE MATERIA AL PROCESO BIOLÓGICO

Se analizará el bloque conjunto mostrado a continuación:





Se conocen los datos de entrada al bloque (salida sedimentador 1º), efluente y fango secundario (purga).



Al conocer los caudales de fango primario y secundario se determina el caudal de fangos mixtos:

$$Q \text{ fangos mixtos} = Q_{f.1} + Q_{f.2} = 687 \text{ m}^3/\text{d} + 1.675 \text{ m}^3/\text{d} = 2.362 \text{ m}^3/\text{d}$$

Analizando los caudales de entrada y salida del bloque:

$$Q \text{ entrada} = Q \text{ efluente} + Q \text{ purga}$$

$$Q \text{ efluente} = 132.313 \text{ m}^3/\text{d} + 1.675 \text{ m}^3/\text{d} = 130.638 \text{ m}^3/\text{d}$$

El caudal del efluente calculado difiere un poco del proporcionado por la EDAR de Valladolid (130.400 m<sup>3</sup>/d), esto es debido a posibles pérdidas, retornos y errores en los equipos de medida.

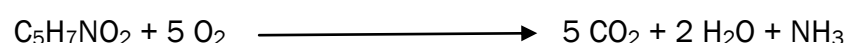
### CONSUMO DE OXÍGENO EN EL PROCESO BIOLÓGICO

Antes de realizar los balances de materia pertinentes, se expone la relación existente entre la cantidad de oxígeno por kilogramo de microorganismo (kg O<sub>2</sub>/kg X):

X = cantidad de microorganismos producida

C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub> = composición de microorganismos

Esta relación se obtiene de la siguiente estequiometría:



$$\frac{5 * 32 \text{ kg O}_2}{(5 * 12 + 7 * 1 + 14 + 32) \text{ kg X}} = 1,42 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg X}}$$



El cálculo de la cantidad de oxígeno consumida en el proceso biológico, viene determinado por la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{\text{DQO ENTRADA}} = \dot{m}_{\text{DQO EFLUENTE}} + \dot{m}_{\text{DQO P}} + R_0 \quad (1)$$

$R_0$  = consumo de oxígeno (kg  $O_2$ /d) en el reactor biológico

Se calcula cada uno de los términos de la ecuación (1):

$$\dot{m}_{\text{DQO ENTRADA}} = Q_{\text{entrada}} * \text{DQO}_{\text{T entrada}} = 132.313 \text{ m}^3/\text{d} * 0,43 \text{ kg } O_2/\text{m}^3$$

$$\dot{m}_{\text{DQO ENTRADA}} = 56.895 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

$$\dot{m}_{\text{DQO ELIMINADA}} = \eta * \dot{m}_{\text{DQO ENTRADA}} = 0,95 * 56.895 = 54.050 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

- Se conoce que el proceso biológico tiene un rendimiento de eliminación del 95%.
- La  $\dot{m}_{\text{DQO ELIMINADA}}$  se irá a formar microorganismos (X) y otra parte generará  $CO_2$ .

Posteriormente para hallar la cantidad de microorganismos generada a partir de la materia orgánica eliminada se emplea el RENDIMIENTO CELULAR del proceso biológico.

$$\text{RENDIMIENTO CELULAR} = Y = 0,5 \text{ kg X / kg } O_2$$

$$\dot{m}_X = Y * \dot{m}_{\text{DQO ELIMINADA}} = 0,5 \text{ kg X/kg } O_2 * 54.050 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

$$\dot{m}_X = 27.025 \text{ kg X/d}$$

$$\dot{m}_{\text{DQO P}} = \dot{m}_X * 1,42 = 27.025 \text{ kg X/d} * 1,42 \text{ kg } O_2/\text{kg X}$$

$$\dot{m}_{\text{DQO P}} = 38.376 \text{ kg } O_2/\text{d}$$



$$\dot{m}_{\text{DQO EFLUENTE}} = Q_{\text{ef}} * SST_{\text{ef}} = 130.638 \text{ m}^3/\text{d} * (3/1000) \text{ kg O}_2/\text{m}^3$$

$$\dot{m}_{\text{DQO EFLUENTE}} = 392 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la expresión (1):

$$56.895 \text{ kg O}_2/\text{d} = 392 \text{ kg O}_2/\text{d} + 38.376 \text{ kg O}_2/\text{d} + R_o$$

- Consumo de oxígeno en el proceso:  $R_o = 18.127 \text{ kg O}_2/\text{d}$

### ANÁLISIS DEL FANGO RESULTANTE

#### FANGO PRIMARIO

$$\begin{aligned} Q &= 687 \text{ m}^3/\text{d} \\ SST &= 18 \text{ g/L} \\ SSV &= 12,7 \text{ g/L} \end{aligned}$$

#### FANGO SECUNDARIO

$$\begin{aligned} Q &= 1.675 \text{ m}^3/\text{d} \\ SST &= 12,7 \text{ g/L} \\ SSV &= 9,92 \text{ g/L} \end{aligned}$$

Sabíamos que el caudal de fangos mixtos es:  $Q_{\text{FM}} = Q_{\text{f1}} + Q_{\text{f2}} = 2.362 \text{ m}^3/\text{d}$

Concentración en el fango mixto:

$$Q_{\text{f1}} * SST_{\text{f1}} + Q_{\text{f2}} * SST_{\text{f2}} = Q_{\text{FM}} * SST_{\text{FM}}$$

$$687 \text{ m}^3/\text{d} * 18 \text{ kg/m}^3 + 1.675 \text{ m}^3/\text{d} * 12,7 \text{ kg/m}^3 = 2.362 \text{ m}^3/\text{d} * SST_{\text{FM}}$$

$$SST_{\text{FM}} = 14,24 \text{ kg/m}^3$$

De la misma forma se puede determinar los  $SSV_{\text{FM}}$ :

$$Q_{\text{f1}} * SSV_{\text{f1}} + Q_{\text{f2}} * SSV_{\text{f2}} = Q_{\text{FM}} * SSV_{\text{FM}}$$

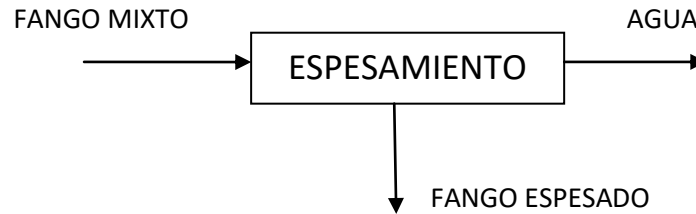
$$687 \text{ m}^3/\text{d} * 12,7 \text{ kg/m}^3 + 1.675 \text{ m}^3/\text{d} * 9,92 \text{ kg/m}^3 = 2.362 \text{ m}^3/\text{d} * SSV_{\text{FM}}$$

$$SSV_{\text{FM}} = 10,73 \text{ kg/m}^3$$





## ETAPA DE ESPESAMIENTO



Se ha supuesto una concentración muy habitual del fango espesado en la EDAR de Valladolid:  $SST = 37 \text{ kg/m}^3$

Cálculo del caudal de fango espesado que posteriormente será calentado antes de introducirse en el digester anaerobio:

$$Q_{FM} * SST_{FM} = Q_{FE} * SST_{FE} + Q_A * SST_A$$

Agua retirada en el espesamiento

$$2.362 \text{ m}^3/\text{d} * 14,24 \text{ kg/m}^3 = Q_{FE} * 37 \text{ kg/m}^3; \quad Q_{FE} = 909 \text{ m}^3/\text{d}$$

Una vez conocido el caudal de fangos espesados se realiza el balance de materia para conocer la composición de SSV que posteriormente se utilizará para determinar el caudal de biogás producido.

$$Q_{FM} * SSV_{FM} = Q_{FE} * SSV_{FE}$$

$$2.362 \text{ m}^3/\text{d} * 10,73 \text{ kg/m}^3 = 909 \text{ m}^3/\text{d} * SSV_{FE}; \quad SSV_{FE} = 27,86 \text{ kg/m}^3$$

## PROCESO DE DIGESTIÓN

El tiempo de residencia en nuestro proceso es de 20 días, por lo que:

$$HRT = \frac{V}{Q} \longrightarrow V = 20 \text{ d} * 909 \text{ m}^3/\text{d} = 18.180 \text{ m}^3$$



## 5.2. PRODUCCIÓN DE METANO Y CAUDAL DE BIOGAS

Primeramente se calculará la cantidad de microorganismos producida a partir del fango espesado generado. Así pues:

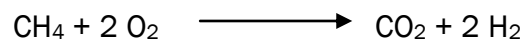
$$\dot{m} X = Q_{FE} * SSV_{FE} = 909 \text{ m}^3/\text{d} * 27,86 \text{ kg X/m}^3 = 25.325 \text{ kg X/d}$$

La EDAR de Valladolid también proporcionó el rendimiento de eliminación de volátiles en el proceso anaerobio que oscila entre un 45-50%.

$$\left\{ \begin{array}{l} \dot{m} X \text{ eliminado} = 0,45 * 25.325 = 11.396 \text{ kg X/d} \\ \dot{m} \text{ fango digerido} = 0,55 * 25.325 = 13.929 \text{ kg X/d} \end{array} \right.$$

$$\dot{m} \text{ DQO elim} = 1,42 \text{ kg O}_2/\text{kg X} * 11.396 \text{ kg X/d} = 16.182 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

La relación estequiométrica entre el metano (CH<sub>4</sub>) y el oxígeno (O<sub>2</sub>) es:



$$\frac{32 \text{ kg O}_2}{16 \text{ kg CH}_4} = \begin{cases} 4 \text{ kg O}_2/\text{kg CH}_4 \\ 0,25 \text{ kg CH}_4/\text{kg O}_2 \end{cases}$$

### VOLUMEN DE METANO PRODUCIDO

$$\dot{m} \text{ CH}_4 = \dot{m} \text{ DQO elim} * (0,25 \text{ kg CH}_4/\text{kg O}_2) = 16.182 * 0,25$$

$$\dot{m} \text{ CH}_4 = 4.046 \text{ kg CH}_4/\text{d}$$



$$\dot{V}_{\text{CH}_4} = 4.046 \frac{\text{kg CH}_4}{\text{d}} * \frac{1 \text{ kmol CH}_4}{16 \text{ kg CH}_4} * \frac{22,4 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{1 \text{ kmol CH}_4} = 5.664 \text{ Nm}^3/\text{d}$$

Una forma más rápida de obtener el caudal de metano es aplicando la siguiente relación: **0,35 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Kg DQO elim**

Así pues, se tendría que:

$$\dot{m} \text{ DQO elim} = 16.182 \text{ kg DQOelim/d}$$

$$\dot{V}_{\text{CH}_4} = 16.182 \text{ kg DQOelim/d} * 0,35 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4/\text{Kg DQOelim} = 5.664 \text{ Nm}^3/\text{d}$$

#### CAUDAL DE BIOGAS GENERADO

La composición del biogás en la EDAR de Valladolid es la siguiente:

$$\bullet \text{ BIOGAS } \left\{ \begin{array}{l} 64 \% \text{ CH}_4 \\ 36 \% \text{ CO}_2 \end{array} \right.$$

Por lo tanto, el caudal de biogás producido se determina de la siguiente forma:

$$\dot{V}_{\text{BIOGAS}} = \dot{V}_{\text{CH}_4} * (\% \text{ CH}_4) = 5.664 \text{ m}^3/\text{d} * (1 \text{ m}^3 \text{ biogas}/0,64 \text{ CH}_4)$$

$$\dot{V}_{\text{BIOGAS}} = Q_{\text{BIOGAS}} = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$$

Tras los cálculos realizados se ha obtenido un caudal de biogás muy similar al facilitado por la EDAR de Valladolid (8.500 m<sup>3</sup>/d). Este caudal de biogás se mide de forma continua mediante caudalímetros como el resto de corrientes de la planta.



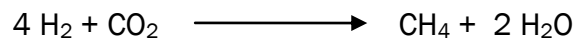
### 5.3. PRODUCCIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO

La cantidad de dióxido de carbono producida se calcula de una forma análoga a la anterior. En este caso como ya se ha determinado el caudal de biogás se aplica:

$$\dot{V}_{\text{CO}_2} = Q_{\text{biogás}} * \% \text{CO}_2 = 8.850 \text{ m}^3/\text{d} * 0,36 = 3.186 \text{ Nm}^3/\text{d}$$

### 5.4. HIDRÓGENO NECESARIO EN EL PROCESO

El hidrógeno necesario en el proceso (estequiométricamente) será:



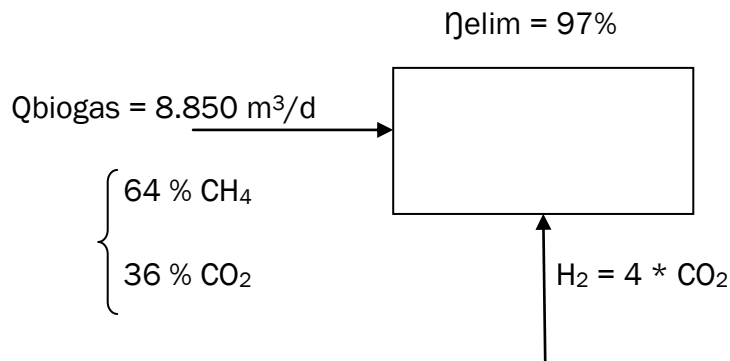
Por lo tanto el caudal de hidrógeno se calcula:

$$\dot{V}_{\text{H}_2} = 8.850 \frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{d}} * \frac{4 \text{ m}^3 \text{ H}_2}{1 \text{ m}^3 \text{ CO}_2} * \frac{0,36 \text{ m}^3 \text{ CO}_2}{1 \text{ m}^3 \text{ biogas}}$$

$$\dot{V}_{\text{H}_2} = Q_{\text{H}_2} = 12.744 \text{ m}^3/\text{d}$$

Se conoce que del PROCESO SIN H<sub>2</sub> ( $\dot{V}_{\text{CH}_4} = 5.664 \text{ m}^3/\text{d}$ )

A continuación se va a estudiar el proceso con hidrógeno para saber cómo se puede obtener un biogás con un porcentaje de al menos un 95% de metano (biometano) para que sea inyectable a la red de consumo.

PROCESO CON H<sub>2</sub> (95 % CH<sub>4</sub>)

Por la relación estequiométrica:  $4 \text{ H}_2 + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$   
Se conoce que por cada mol de CO<sub>2</sub> hay 4 moles de H<sub>2</sub>.

INICIALMENTE:

- CH<sub>4</sub> = 8.850 m<sup>3</sup>/d \* 0,64 = 5.664 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d
- CO<sub>2</sub> = 8.850 m<sup>3</sup>/d \* 0,36 = 3.186 m<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>/d
- H<sub>2</sub> = 4 \* CO<sub>2</sub> = 12.744 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>/d

FINALMENTE: Con un rendimiento de eliminación del 97%

- CH<sub>4</sub> = 5.664 + 3.186 \* (0,97) = 8.754 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d
- CO<sub>2</sub> = 3.186 \* (1 - 0,97) = 96 m<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>/d
- H<sub>2</sub> = 12.744 \* (1 - 0,97) = 382 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>/d

➤ Se comprueba la composición final del biometano:

$$\left\{ \begin{array}{l} \% \text{ CH}_4 = \frac{8.754}{(8.754+96+382)} = 95 \% \\ \% \text{ CO}_2 = \frac{96}{(8.754+96+382)} = 1 \% \\ \% \text{ H}_2 = \frac{382}{(8.754+96+382)} = 4 \% \end{array} \right.$$



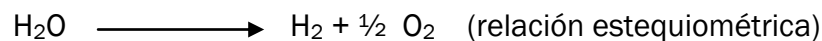
## 5.5. OXÍGENO EMPLEADO EN LA ELECTROLÍISIS

En los cálculos previos realizados en los balances de materia se había determinado que el consumo de oxígeno en el proceso era de:

$$R_o = 18.127 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

Conociendo el caudal de hidrógeno calculado previamente y su relación estequiométrica respecto al oxígeno, se va a determinar la cantidad de oxígeno disponible:

$$\dot{V}_{\text{H}_2} = Q_{\text{H}_2} = 12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d}$$



Por lo tanto se dispondrá de la mitad de caudal de oxígeno que de hidrógeno:

$$\dot{V}_{\text{O}_2} = Q_{\text{O}_2} = 0,5 * 12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d} = 6.372 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$$

Para poder realizar una comparativa entre el consumo de oxígeno ( $R_o$ ) y el oxígeno disponible ( $\dot{V}_{\text{O}_2}$ ), se transforma las unidades a  $\text{m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$ :

$$R_o = 18.127 \text{ kg O}_2/\text{d} * 1 \text{ kmol}/32 \text{ kg O}_2 * 22,4 \text{ m}^3/1 \text{ kmol}$$

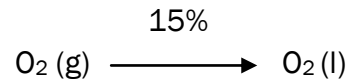
$$R_o = 13.595 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$$

La comparativa de los valores obtenidos de los caudales de oxígeno muestra una ventaja significativa.

Esta se encuentra en que en las plantas de tratamiento de aguas residuales tradicionales es muy habitual que existan porcentajes cercanos al 15% a la hora de disolver el oxígeno que se le proporciona a los microorganismos en forma de oxígeno disuelto trabajando a 2 ppm:



Transferencia de oxígeno de la fase gaseosa a la fase líquida:



En nuestro proceso de electrolisis, se está consiguiendo elevar la presión parcial del gas, como queda reflejado en la siguiente expresión de la Ley de Henry:

$$X \text{ solubilidad} = \frac{P}{H} = \begin{cases} \text{AIRE:} & X = 0,21/H \\ \text{O}_2 \text{ PURO:} & X = 1/H \end{cases}$$

De esta forma, la presión parcial del oxígeno puro será cinco veces mayor que la del aire, por lo que se conseguirá aumentar la transferencia de oxígeno de la fase gaseosa a la fase líquida en cinco unidades, pasando de tener un porcentaje de transferencia de un 15% a un 75%.

Se tiene un caudal de oxígeno de:  $\dot{V}_{\text{O}_2} = Q_{\text{O}_2} = 6.372 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$   
Por lo que se transfiere un 75% del citado caudal:

$$\text{O}_2 \text{ a electrolisis} = 0,75 * 6.372 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d} = 4.779 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$$

Relacionando este caudal de oxígeno de la electrolisis con el oxígeno empleado en el proceso  $R_{\text{O}} = 13.595 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$ , se obtiene un relación superior al 1/3 ( $4.779/13.595$ ) del oxígeno necesario en el proceso  $R_{\text{O}}$ .

Con esto se concluye que se está reduciendo la oxigenación del proceso, es decir, disminuye la cantidad de oxígeno a aportar, lo que con llevará una reducción en los costes de compresores, bombas, etc, asociados al proceso.



## 5.6. BALANCE ENERGETICO A LA ELECTROLISIS

Por otra parte se ha tratado de comparar la potencia producida en la EDAR de Valladolid con la generada por medio de una energía renovable como la eólica en la misma provincia.

De esta manera, se tiene un caudal de hidrógeno de:

$$\dot{V}_{H_2} = Q_{H_2} = 12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d}$$

El consumo de potencia en la hidrólisis es de: 4.5 – 7 KW/m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>

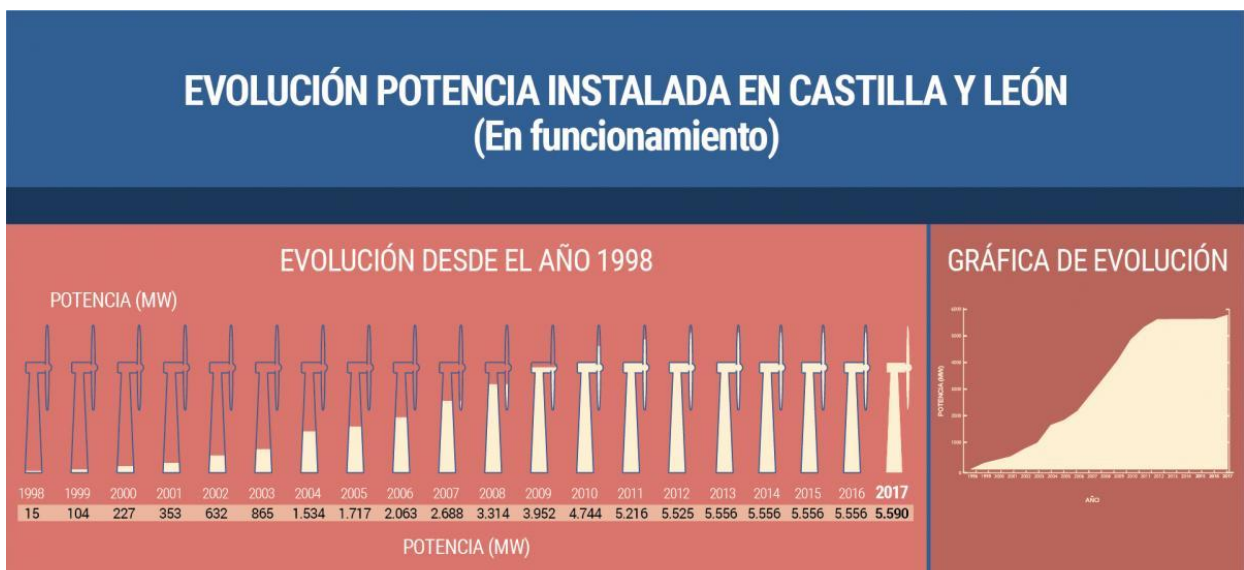
Por lo tanto:

$$\text{Exc. Eléctricos} = 12.744 \frac{\text{m}^3 \text{ H}_2}{\text{d}} * \frac{5 \text{ KWh}}{\text{m}^3 \text{ H}_2} = 63.720 \text{ KWh/d}$$

Convirtiendo las unidades a potencia se obtiene:

**Potencia generada = 2.655 KW**

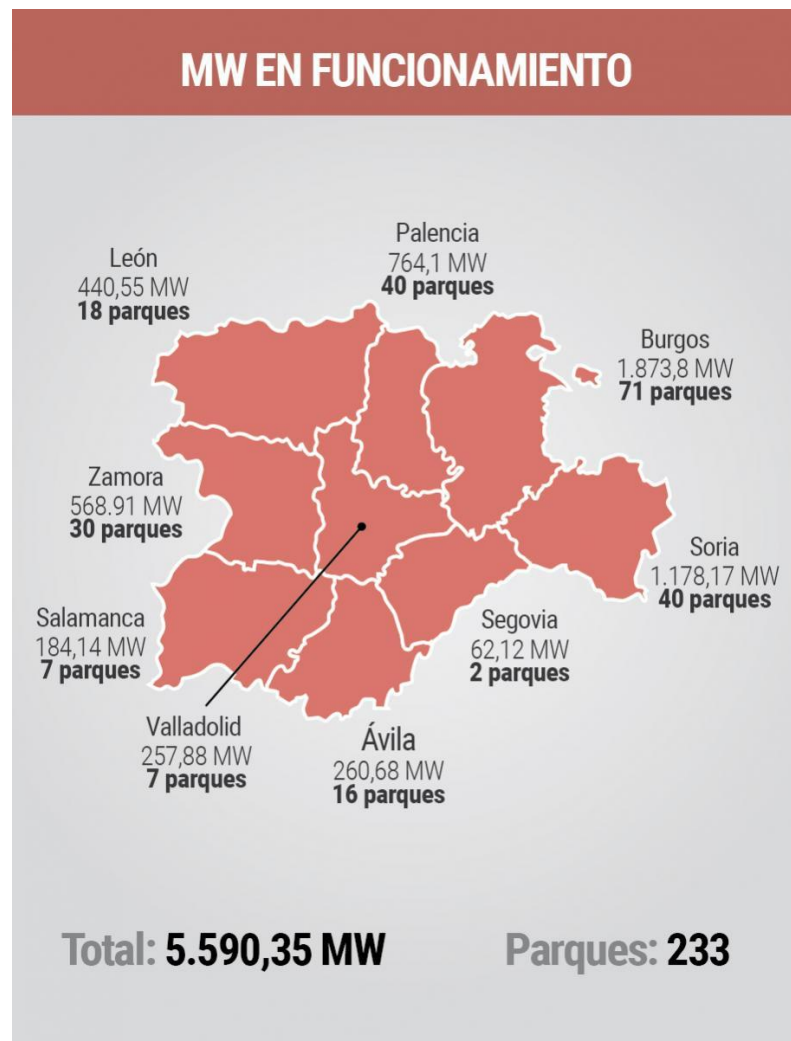
A continuación se adjunta un gráfico de la potencia generada vía energía eólica en las diferentes provincias de Castilla y León y su evolución a lo largo de los últimos años:



Datos actualizados a cierre de 2017

Fuente: EREN





*Figura 15. Energía eólica en Castilla y León*  
*Fuente: APECYL (Asociación de Promotores de Energía Eólica en CYL)*

Finalmente estableciendo una comparativa entre la potencia producida en la EDAR y la generada en los 7 parques eólicos en la provincia de Valladolid, esta supondrá 0,4 % de la producida en dicha comunidad, es decir, 2.7 KW/ d frente a 258 MW/año.

$$2.7 \text{ KW} / \left( \frac{258 * 1000}{365} \right) \text{ KW} = 0,4 \% \text{ de la potencia}$$



El diagrama de flujo con el proceso de electrolisis acoplado al proceso de tratamiento de aguas residuales quedará de la siguiente manera:

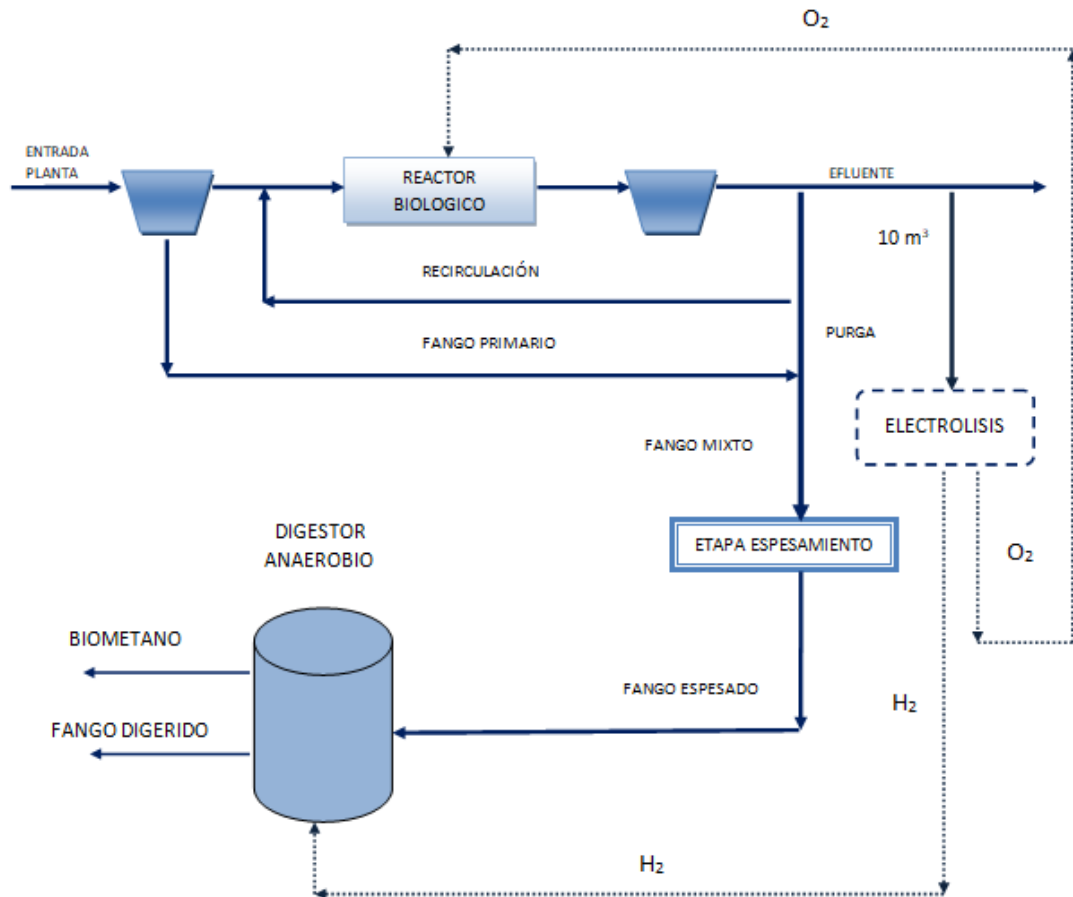


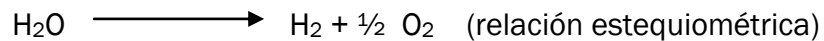
Figura 16. Diagrama de flujo con electrolisis  
Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar en el diagrama de flujo de la electrolisis saldrán dos corrientes, la primera de ellas de  $O_2$  para alimentar los microorganismos en el proceso biológico, y la segunda de  $H_2$  al digestor anaerobio con el objetivo de favorecer la formación de biometano.



En cuanto al punto de vista del caudal de agua utilizado para llevar a cabo la electrolisis, este es derivado del efluente, ya que es agua tratada y así se evitan dificultades en la posible aparición de residuos en un agua que no estuviera depurada.

Para saber la magnitud del caudal a derivar, se han realizado los siguientes cálculos:



Como se observa en la relación estequiométrica, 1 mol de  $\text{H}_2\text{O}$  equivale a 1 mol de  $\text{H}_2$ ;

$$\text{Se tiene: } \dot{V}_{\text{H}_2} = Q_{\text{H}_2} = 12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d}$$

$$12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d} * 1 \text{ Kmol}/22,4 \text{ m}^3 = 569 \text{ Kmol H}_2\text{O}/\text{d}$$

$$569 \text{ Kmol H}_2\text{O}/\text{d} * 18 \text{ kg}/1 \text{ Kmol H}_2\text{O} = 10.242 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{d}$$

Transformando los 10.242 kg  $\text{H}_2\text{O}/\text{d}$  a  $\text{m}^3$ , se obtiene:

$$Q \text{ electrolisis} = 10.242 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{d} * 1 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O}/ 1.000 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$Q \text{ a electrolisis} = 10 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O}/\text{d}$
--

Por lo tanto, se derivaran aproximadamente 10  $\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}/\text{d}$  del caudal del efluente al proceso de electrolisis, como se ha mostrado en el diagrama de flujo del proceso.





## 6. DISEÑO Y ESTUDIO DEL DIGESTOR ANAEROBIO

### 6.1. ANÁLISIS PREVIO

Los digestores de desechos orgánicos o biodigestores son, en su forma más simple, contenedores cerrados, hermética e impermeablemente llamados reactores, dentro de los cuales se deposita la materia orgánica a fermentar en determinada dilución de agua para que se descomponga, produciendo biogás y fertilizantes orgánicos ricos en fósforo, nitrógeno y potasio. Este proceso se conoce como digestión anaerobia, y se encuentra explicado en el presente trabajo (3.3. *Digestión anaerobia en lodos*).

En el digestor se optimiza naturalmente el crecimiento y proliferación de un grupo de bacterias anaerobias, las cuales son las encargadas de descomponer los residuos orgánicos dejando como subproductos el gas combustible y el efluente líquido. [UPME, 2003]. Las principales vías de producción metano son: conversión de hidrógeno y dióxido de carbono en metano y agua, y conversión de acetato en metano y dióxido de carbono (Marquez, 2005).

Los biodigestores pueden tomar cualquier tipo de forma, entre las geometrías más habituales están las cilíndricas, rectangulares, esféricas, semiesféricas, forma de huevo, dependiendo de las preferencias del usuario y de las facilidades en su construcción. Normalmente sus dimensiones oscilan entre 9-38 metros de diámetro y de 6-12 metros de profundidad.

En cuanto a los digestores huevo en Europa se utilizan desde hace varios años, especialmente en países como Alemania y Austria, mientras que en EEUU han comenzado a utilizarse recientemente. Estos digestores tienen paredes curvas y conos en el fondo y en la parte superior, que ayudan a reducir la formación de escamas y depósitos. Dicha geometría favorece la mezcla, permitiendo utilizar menos potencia. Sin embargo, tienen altos costes de construcción y no permiten un buen almacenamiento del gas de digestión. Los materiales de los que suelen estar fabricados son acero y hormigón y normalmente cubiertos por un material aislante.



## 6.2. DIMENSIONAMIENTO DEL DIGESTOR (EDAR VALLADOLID)

Partiendo del proceso de depuración de aguas residuales explicado en el presente trabajo, en el cuál el fango espesado obtenido tras los diversos tratamientos realizados en la planta es introducido en el digestor anaerobio para la posterior generación de biogás.

Para poder realizar un estudio y análisis lo más real posible, la EDAR de Valladolid, ha facilitado datos medios recogidos durante un año natural (2018), para poder realizar los cálculos pertinentes en el trabajo. Estos datos se encuentran en el *ANEJO 1. DATOS EDAR VALLADOLID* adjunto al presente trabajo.

### DATOS DE PARTIDA (EDAR VALLADOLID)

- Caudal de fango mixto: 2400 m<sup>3</sup>/d
- Digestión anaerobia (ausencia de oxígeno)
- Tiempo de retención: 20 d
- N° de digestores: 3
- Volumen digestor: 6500 m<sup>3</sup>
- Volumen total: 19500 m<sup>3</sup>
- Geométrica: Cilíndrica
- Altura digestor: 8 m
- Diámetro digestor: 34 m
- T<sup>a</sup> interior digestor: 35 °C
- T<sup>a</sup> exterior digestor (temperatura media Valladolid): 12 °C
- T<sup>a</sup> exterior digestor (más desfavorable Valladolid): -5 °C
- Rendimiento de eliminación de volátiles: 45-50 %
- Presión interior del digestor: 200-250 mm de columna de agua
- Volumen anual de fangos producidos: 31.800 Tn/año
- Caudal de biogás generado: 8.500 m<sup>3</sup>/d
- Concentración de metano en el biogás: 64 %



### 6.3. BALANCE ENERGÉTICO AL DIGESTOR

Al realizar el balance energético a los posibles digestores (forma huevo) en la EDAR de Valladolid, tenemos como objeto mantener la temperatura óptima en el interior del tanque para que el proceso de digestión anaerobia se realice de forma correcta a unos 35 °C, calentando el fango fresco de entrada y tratando de cubrir las pérdidas producidas en las distintas zonas del biodigestor.

#### 6.3.1. Cálculo de pérdidas de calor en el digestor

Para calcular el calor necesario para compensar las pérdidas producidas en el digestor, se aplica la siguiente expresión:

$$Q = U * A * \Delta T$$

Donde:

Q: cantidad de calor (W/h)

U: coeficiente de transmisión de calor (W/m<sup>2</sup> °C)

A: área (m<sup>2</sup>)

ΔT: Diferencia de temperaturas (°C)

Las temperaturas consideradas en los cálculos van a ser las existentes en el interior del biodigestor (35 °C) y la temperatura más desfavorable en la ciudad de Valladolid (-5 °C).

A continuación se van a obtener las aéreas de las distintas zonas del digestor. Al tratarse de un digestor con geometría de huevo se producirán pérdidas en las paredes, cubierta y fondo.

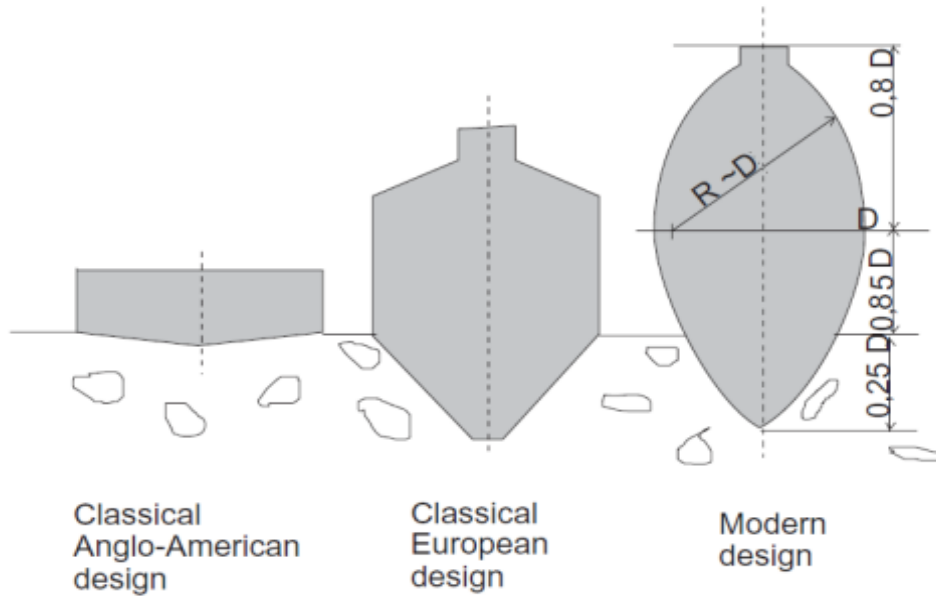


Figura 17. Geometría del digestor anaerobio  
Fuente: Moder desing (Biogas from Waste)

Para calcular los datos geométricos del digestor se va a realizar una simplificación de la geometría estudiada vista en el *WasteWater Engineering (Metcalf and Eddy)* tratando al biodigestor con una forma de cono-esfera.

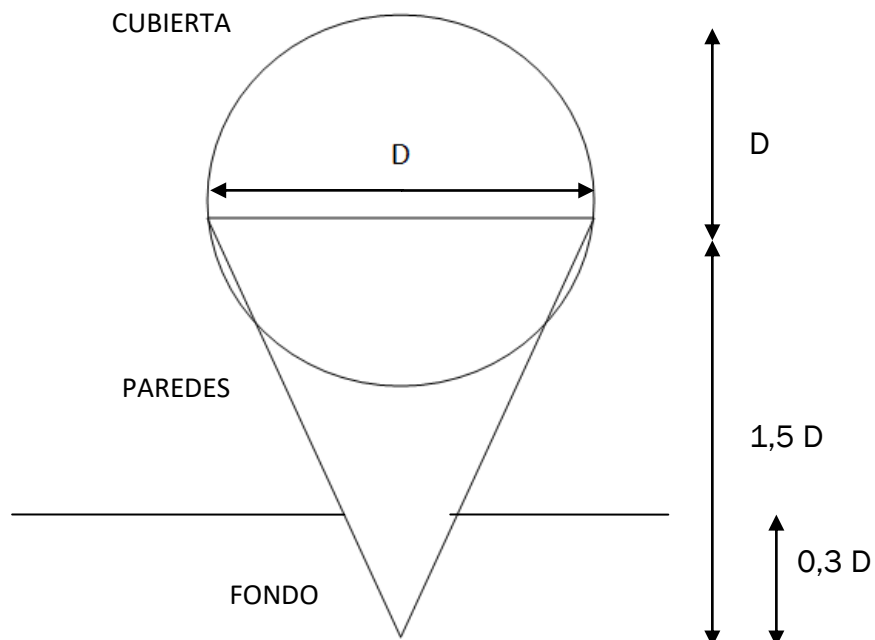


Figura 18. Esquema simplificado del digestor empleado  
Fuente: Elaboración propia





Se ha determinado las dimensiones del nuevo digester para adecuarlo a un volumen útil de 6.500 m<sup>3</sup>, presente en los biodigestores cilíndricos de la EDAR de Valladolid. Al ser un volumen útil, el volumen del tanque será superior ya que encima de la masa de agua almacenada existe una capa de aire, por esta razón, se ha tratado un volumen total de 7.100 m<sup>3</sup>.

$$V_{\text{total}} = 7.100 \text{ m}^3 = V_{\text{cono}} + V_{\text{media esfera}}$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{1}{3} * \pi * r^3 * h = \frac{1}{3} * \pi * (D/2)^3 * 1,5 D$$

$$V_{\text{media esfera}} = \frac{1}{2} * (4/3 * \pi * r^3) = \frac{1}{2} * (4/3 * \pi * (D/2)^3)$$

$$7.100 \text{ m}^3 = \frac{1}{3} * \pi * (D/2)^3 * 1,5 D + \frac{1}{2} * (4/3 * \pi * (D/2)^3)$$

Despejando D:  $D = 13,5 \text{ m}$        $R = 13,5/2 = 6,75 \text{ m}$

Se obtienen las áreas donde se producirán pérdidas:

ÁREA PARED LATERAL: Se va a obtener restando el área del tronco de cono grande (1,5 D), menos el área del tronco de cono pequeño (0,3 D).

$$A. \text{ TRONCO CONO GRANDE} = \pi * r * 1,5 D = \pi * 6,75 * 1,5 * 13,5 = 429 \text{ m}^2$$

$$A. \text{ TRONCO CONO PEQUEÑO} = \pi * r * 0,3 D = \pi * 6,75 * 0,3 * 13,5 = 86 \text{ m}^2$$

Por lo tanto:

$$\text{AREA PARED LATERAL} = 429 - 86 = 343 \text{ m}^2$$

$$\text{ÁREA FONDO} = \pi * r * L = \pi * 6,75 * 0,3 D = \pi * 6,75 * 0,3 * 13,5 = 86 \text{ m}^2$$

$$\text{ÁREA CUBIERTA} = 0,5 * 4 * \pi * r^2 = 0,5 * 4 * \pi * (6,75)^2 = 286 \text{ m}^2$$

Posteriormente se debe conocer el coeficiente de transmisión de calor adecuado para cada zona del digester. Para ello se ha utilizado como fuente de información la tabla presente en el libro *WasteWater Engineering (Metcalf and Eddy)*:



ITEM	U (W/m <sup>2</sup> °C)
Pared (300 mm espesor con aislante)	0,6 - 0,8
Suelo (300 mm espesor en contacto con tierra seca)	1.7
Cubierta (100 mm espesor aislada)	1,2 - 1,6

*Tabla 4. Coeficientes de transmisión de calor  
Fuente: Metcalf and Eddy (2002)*

Cálculo de las pérdidas de calor por zonas, aplicando:  $Q = U * A * \Delta T$

$$Q \text{ pared} = 0,7 * 343 * (35 + 5) = 9.604 \text{ W}$$

$$Q \text{ fondo} = 1,7 * 86 * (35 + 5) = 5.848 \text{ W}$$

$$Q \text{ cubierta} = 1,4 * 286 * (35 + 5) = 16.016 \text{ W}$$

Por lo tanto el calor total perdido en el digestor será:

$$Q \text{ total pérdidas (1 digestor)} = Q \text{ pared} + Q \text{ fondo} + Q \text{ cubierta} = 31,5 \text{ KW}$$

Finalmente, multiplicando por el número de digestores presentes en la planta (3 digestores), se obtiene:

$$Q \text{ total pérdidas} = 3 * 31,5 \text{ KW} = 94,5 \text{ KW}$$

### 6.3.2. Cálculo de pérdidas en el calentamiento de fangos

En este apartado se calculará las pérdidas de calor producidas al calentar el fango fresco. Para aumentar la temperatura de los fangos entrantes al digestor se necesita un calor aportado dado por la siguiente expresión:

$$Q = m * C_p * \Delta T$$



Donde:

Q: calor necesario para calentar el fango (Kcal/h)

m: masa de fango que entra en el digestor (kg/h)

Cp: calor específico del fango (se considerará el del agua Kcal/kg °C)

ΔT: diferencia de temperaturas (°C)

En este caso se consideran las siguientes temperaturas:

T1: temperatura del fango exterior (15 °C)

T2: temperatura interior del digestor (35 °C)

Calor específico del agua:

$$C_p = 1 \text{ Kcal} / \text{kg}^\circ\text{C}$$

También se conoce el caudal de fangos espesados generados en la EDAR de Valladolid calculado en los balances de materia previos: 909 m<sup>3</sup>/d

Conversión del caudal de fangos espesados a kg/h:

$$909 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1000 \text{ dm}^3}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ L}}{1 \text{ dm}^3} * \frac{1 \text{ kg}}{1 \text{ L}} = 37.875 \text{ kg/h}$$

Sustituyendo finalmente en la ecuación:  $Q = m * C_p * \Delta T$

$$Q \text{ fangos} = 37.875 \text{ kg/h} * 1 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} * (35 - 15) (^\circ\text{C}) = 757,5 * 10^3 \text{ Kcal/h}$$

Interesa tener el calor en KW, por lo que se transforma Kcal/h a KW por medio de la siguiente relación: 1 Kcal/h = 0,001163 KW

Por lo tanto, tendremos que:

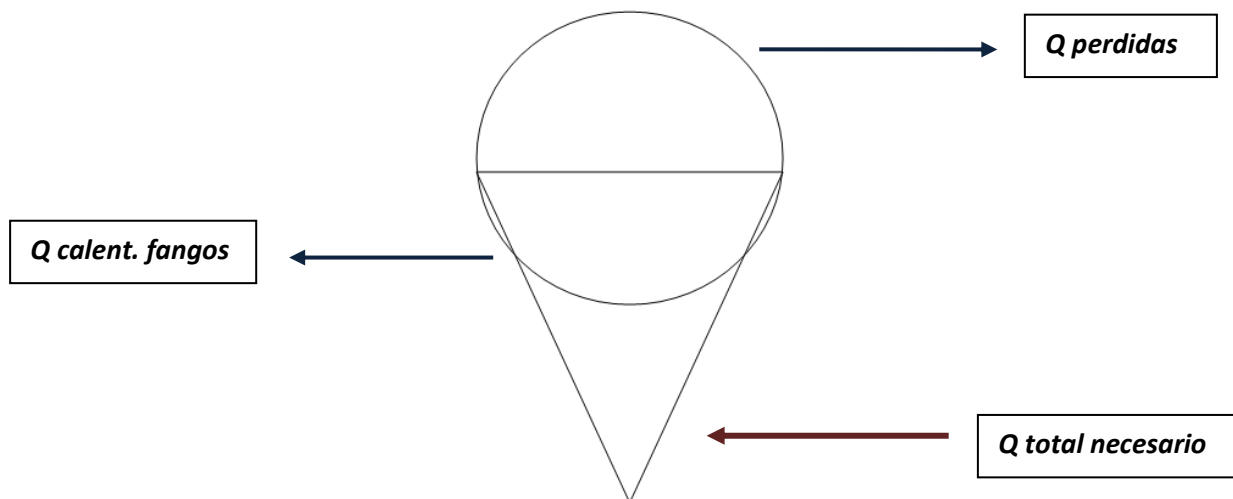
$$Q \text{ total calen. fangos} = 881 \text{ KW}$$



### 6.3.3. Balance energético global al digestor

Finalmente, el cálculo de la demanda total térmica en el digestor se realiza sumando las necesidades térmicas para calentar el fango fresco entrante y cada una de las pérdidas producidas en las distintas zonas del tanque.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{calentamiento fangos}} + Q_{\text{pérdidas digestor}}$$



*Figura 19. Balance energético global  
Fuente: Elaboración propia*

Una vez calculadas las pérdidas que hay que compensar, se puede realizar el balance energético global al digestor, calculando así, el calor total necesario a introducir para mantener la temperatura óptima en su interior:

$$Q_{\text{total necesario}} = 94,5 \text{ KW} + 881 \text{ KW} = 975,5 \text{ KW}$$



A continuación se va a realizar un análisis energético para estudiar la cantidad de metano que habría que quemar para cubrir las necesidades de calor en el proceso y la posible cantidad de excedentes eléctricos.

Es muy habitual que en una EDAR, los motores de cogeneración existentes en la estación usen la potencia generada para las siguientes funciones:

1. Energía eléctrica (33%)
2. Energía térmica (50%)
3. Pérdidas (17%)

Se pretende aportar  $Q$  necesario = 975,5 KW

$$975,5 \text{ KW} * \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 23.412 \text{ KWh/d}$$

Conociendo que 1 m<sup>3</sup> de biogás aporta una energía de 10 KWh, y que los motores de cogeneración tienen un rendimiento habitual de  $\eta = 50\%$  resulta que el caudal de metano para cubrir estas necesidades es:

$$23.412 \text{ KWh/d} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}{10 \text{ KWh}} = 2.341 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$$

Aplicando el rendimiento del motor de cogeneración:

$$Q \text{ CH}_4 = 2.341/0,5 = 4.682 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$$

Comparando los dos procesos, el inicial con un  $Q = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$  (64% CH<sub>4</sub>) y posteriormente el proceso con electrolisis con un  $Q = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$  (95% CH<sub>4</sub>), se tiene que:

## I. INICIALMENTE

Se dispone de un caudal de metano:  $Q = 5.664 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$

Por esta razón, todo nuestro metano se utilizará para cubrir las necesidades térmicas y eléctricas de nuestro proceso, por lo que no existirá ningún excedente.



## II. FINALMENTE

En esta ocasión al subir el porcentaje de metano (biometano) a un 95% se obtiene un  $Q = 8.754 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$

Gracias al proceso electrolítico se ha conseguido tener  $8.754 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$  frente a unas necesidades de  $4.682 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$  para hacer frente al calentamiento de fangos frescos y las pérdidas existente en el digestor.

Como se puede observar, aproximadamente el 50% de nuestro caudal de metano se destinará a cubrir las necesidades mencionadas, mientras que la otra mitad se podrá inyectar a red y comercializar ya que presenta un porcentaje exigido de metano (95%) y puede ser usado como fuente de energía renovable (biometano).

Es importante mencionar que el porcentaje de biometano para inyectar a red podría incrementarse si se solucionara un problema muy habitual en las EDAR.

Este problema se encuentra en el calentamiento de fangos frescos, ya que estos presentan una concentración de fangos espesados muy baja, en torno a  $40 \text{ kg}/\text{m}^3$  en la EDAR de Valladolid, cuando estas concentraciones deberían estar más cercanas a valores de  $80 \text{ kg}/\text{m}^3$ .

Dicha situación se refleja en la potencia empleada en el calentamiento de estos fangos, ya que el caudal de fangos espesados se reduciría a la mitad, por lo que se disminuiría en gran medida la potencia a aportar en su calentamiento y existiría una mayor cantidad de excedentes eléctricos para distribuir con su consecuente beneficio económico.

### **6.4. CONSIDERACIONES EN EL DISEÑO DEL DIGESTOR**

A continuación se van a enumerar una serie de requisitos a tener en cuenta en el diseño de los digestores anaerobios. La fuente de referencia seguida es la norma UNE-EN 13445-4 *“Recipientes a presión no sometidos a llama”*.

### 6.4.1. Corrosión, erosión y protección

Se entiende por corrosión, la oxidación, formación de cascarilla, abrasión, erosión y todas las demás formas de desgaste de un determinado material.

#### Sobreespesor de corrosión

En todos los casos en los cuales, como consecuencia de la corrosión o de la erosión superficial de una u otra de las superficies engendradas por los productos contenidos en el recipiente o por la atmósfera, pueda producirse una reducción del espesor de la pared, se debe proporcionar un sobreespesor correspondiente que sea suficiente para la duración de la vida para la cual están diseñados los componentes del recipiente. Los valores adoptados deben ser suficientes para cubrir la corrosión total esperada en una u otra de las superficies de la pared o en ambas.

No se requiere un sobreespesor de corrosión cuando se puede excluir la corrosión, bien sea porque los materiales utilizados en las paredes sean resistentes a la misma o bien porque estén provistos de una protección fiable.

#### Relación entre las definiciones relativas al espesor

Las relaciones entre las distintas definiciones relativas al espesor se muestran en la siguiente figura.

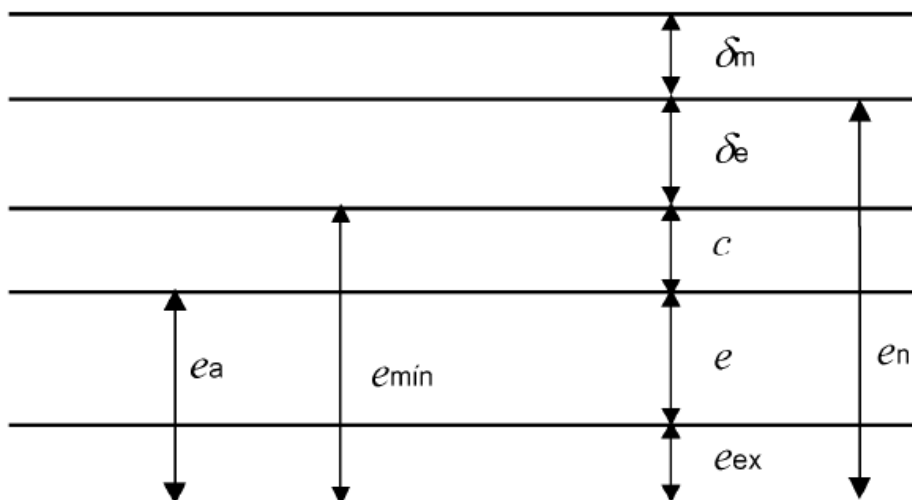


Figura 20. Espesores existentes

Fuente: Norma UNE-EN 13445-3 "Recipientes sometidos a presión"



Leyenda:

e	espesor requerido
en	espesor nominal
emin	espesor posible después de la fabricación $emin = en - \delta e$
ea	espesor útil
C	espesor de corrosión o de erosión
$\delta e$	valor absoluto de la posible tolerancia negativa relativa al espesor nominal
$\delta m$	sobreespesor relativo al posible adelgazamiento durante la fabricación
eex	espesor complementario para alcanzar el espesor nominal

### Encamisados y revestimientos

Capas perfectamente impermeables, suficientemente espesas y químicamente estables con duración de vida media no inferior a la del recipiente a presión deben considerarse como una protección fiable contra la corrosión, pero las capas delgadas (como las obtenidas por aplicación de pintura, galvanoplastia, galvanización, estañado, etc.) y los revestimientos para los cuales se sabe por experiencia que tienen que renovarse durante la vida de los componentes del recipiente, no deben utilizarse.

### Chapas de desgaste

Cuando existan condiciones de erosión y abrasión severas, deben fijarse chapas de desgaste directamente sobre la parte del material afectado.

En el caso de la situación de los digestores anaerobios estudiados, van a existir diferentes elementos corrosivos que afectaran al pH y al desgaste (corrosión) del material presente. Las sustancias corrosivas más importantes van a ser:

- Cloruros
- Amonio
- Sulfuro de hidrógeno
- Ácidos orgánicos volátiles

Finalmente también se va a tener en cuenta la fragilización sufrida por el acero debida a la presencia de hidrógeno. Esta fragilización es un proceso físico-químico-metalúrgico en el que se desarrollan fenómenos de interacción química y difusión, que combinados con la naturaleza metalúrgica del material (acero), provocan cambios críticos en la capacidad de transmisión de





carga de los elementos sometidos a tensión. Esto se puede traducir en fracturas a tensiones inferiores a las que soporta el material en condiciones normales.

Para hacer frente a las distintas situaciones de desgaste, el material seleccionado para la construcción de los digestores debe ser como mínimo un acero con las características de *Acero 316 L*.

## **ACERO 316 Y 316 L**

### DESCRIPCIÓN

Se trata d un acero inoxidable de cromo níquel austenítico que contiene molibdeno. Esta adición aumenta la resistencia a la corrosión general, mejora la resistencia a picaduras de soluciones de iones de cloruro y proporciona mayor resistencia a temperaturas elevadas. Las propiedades son similares a las del Tipo 204, excepto que esta aleación es más sólida a temperaturas elevadas. La resistencia a la corrosión es mejor, particularmente contra ácidos sulfúricos, hidrociorhídrico, acético, fórmico y tartárico; sulfatos ácidos y cloruros alcalinos.

### FORMAS DEL PRODUCTO

Lámina, banda (tira)

### APLICACIONES COMUNES

Las aplicaciones más habituales pueden ser cabezales de escape, piezas de horno, intercambiadores térmicos, equipos farmacéuticos y fotográficos, recortes de válvulas y bombas, equipos químicos, digestores, tanques, equipos de celulosa o piezas expuestas a atmósferas marinas y tuberías.

### CORROSION

Los aceros inoxidables tipos 316 y 316L exhiben mejor resistencia a la corrosión que el tipo 304. Proporcionan excelente resistencia a las picaduras y buena resistencia a la mayoría de los químicos



### 6.4.5. Coeficientes de unión

Para el cálculo del espesor requerido de determinados componentes soldados (por ejemplo, los cilindros, los conos y las esferas) las fórmulas de cálculo contienen  $z$ , que es el coeficiente de unión relativo a la unión o uniones soldadas determinantes del componente.

Ejemplos de uniones soldadas determinantes:

- Soldaduras longitudinales o helicoidales en una envolvente cilíndrica
- Soldaduras longitudinales en una envolvente troncocónica
- Soldadura principal en una envolvente/fondo esférico
- Soldaduras principales en un fondo cóncavo fabricado a partir de dos o más chapas

Para las situaciones normales de servicio, el valor  $z$  viene dado en la tabla adjunta a continuación. Depende del grupo de ensayo de las uniones soldadas determinantes.

#### Coeficiente de unión y grupo de ensayo correspondiente

$z$	1	0,85	0,7
Grupo de ensayo	1, 2	3	4

*Tabla 5. Coeficientes de unión  
Fuente: Norma UNE-EN 13445-4*

En el material base, y lejos de las uniones determinantes,  $z = 1$ .

Para las situaciones excepcionales y las situaciones de ensayo, debe utilizarse el valor 1, independientemente de cuál sea el grupo de ensayo.



### 6.4.3. Situaciones

Durante el diseño de un recipiente a presión, deben tenerse en cuenta las cargas siguientes si procede:

- a) presión interior y/o exterior
- b) presión hidrostática máxima del fluido contenido, en las condiciones de servicio
- c) peso del recipiente
- d) peso máximo del producto contenido, en las condiciones de servicio
- e) peso del agua en las condiciones de prueba bajo presión hidráulica
- f) cargas debidas al viento, a la nieve y al hielo
- g) cargas sísmicas
- h) otras cargas o reacciones soportadas por el recipiente, incluidas las ejercidas durante el transporte y la instalación

\* En nuestro caso la presión interior del recipiente (digestor), será de 3 atm, mientras que la presión hidrostática será debida a la columna de agua almacenada  $P = \text{densidad} * \text{gravedad} * h$

Si es necesario, debe tenerse en cuenta el efecto de las cargas siguientes cuando no haya sido posible demostrar la adecuación del diseño propuesto, por ejemplo mediante comparación con el comportamiento de otros recipientes:

- i) tensiones engendradas por las orejetas para izar, anillos, tensores, silletas, estructuras internas o tuberías conectadas o desalineación intencional de las fibras medias de componentes adyacentes
- j) las cargas debidas a impactos generados por un golpe de ariete o por los movimientos del contenido del recipiente
- k) los momentos de flexión debidos a la excentricidad del centro de aplicación de la presión de funcionamiento respecto al eje neutro del recipiente
- l) las tensiones engendradas por las diferencias de temperatura, incluidas las situaciones transitorias y por las diferencias entre los coeficientes de dilatación térmica
- m) las tensiones engendradas por las fluctuaciones de presión y temperatura y por las cargas exteriores aplicadas al recipiente
- n) las tensiones exteriores engendradas por la descomposición de fluidos inestables



#### 6.4.4. Presión de cálculo máxima

La presión de cálculo  $P$  debe basarse en las condiciones más severas de presión diferencial y de temperatura que puedan existir simultáneamente. En su caso, debe tener en cuenta la presión hidrostática y la presión hidrodinámica y debe basarse en la presión diferencial máxima posible en valor absoluto, entre el interior y el exterior del recipiente (o entre los dos compartimentos adyacentes).

Los recipientes sometidos a una presión exterior deben diseñarse para la presión diferencial máxima en valor absoluto a la cual pueda estar sometido el recipiente en servicio.

El espesor requerido a lo largo del cono (como se vio en el apartado 6.3 *Balance energético al digestor*, se considera una forma cono-esfera del mismo) debe calcularse a partir de una de las 2 ecuaciones siguientes:

$$e_{\text{con}} = \frac{P \cdot D_i}{2f \cdot z - P} \cdot \frac{1}{\cos(\alpha)}$$

$$e_{\text{con}} = \frac{P \cdot D_e}{2f \cdot z + P} \cdot \frac{1}{\cos(\alpha)}$$

$D_i$  y  $D_e$  corresponden al punto considerado

Para una geometría dada y para casos de carga de funcionamiento normal:

$$P_{\text{máx.}} = \frac{2f \cdot z \cdot e_{\text{con,a}} \cdot \cos(\alpha)}{D_m}$$

$D_m$  corresponde al punto considerado



#### 6.4.5. Tensión nominal máxima

Los valores máximos de la tensión nominal de cálculo para las situaciones normales de servicio y las situaciones de ensayo deben determinarse a partir de las características de los materiales y de los coeficientes de seguridad.

La tensión nominal de cálculo para las situaciones normales de servicio,  $f$  (*tensión nominal de cálculo*), no debe superar  $f_d$  (valor máximo de tensión nominal), el más pequeño de los dos valores siguientes:

- Valor mínimo del límite elástico o del límite convencional de elasticidad al 0,2% a la temperatura de cálculo, de acuerdo con lo indicado en la especificación técnica relativa al material, dividido por el coeficiente de seguridad 1,5.
- Valor mínimo de la resistencia a la tracción a 20 °C, de acuerdo con lo indicado en la especificación técnica relativa al material, dividido por el coeficiente de seguridad 2,4.





## 7. CONCLUSIONES

Se concluye el presente trabajo con las conclusiones finales del mismo.

En el estudio del proceso de electrolisis, se obtuvo un caudal de hidrógeno necesario de:  $\dot{V}_{H_2} = Q_{H_2} = 12.744 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{d}$ , de esta forma aplicando la potencia empleada en la hidrólisis ( $5 \text{ KW}/\text{m}^3 \text{ H}_2$ ), se genera un potencia en la EDAR de Valladolid de aproximadamente  $2,7 \text{ KW}/\text{d}$ . Llevando a cabo una comparativa con la potencia generada en los siete parques eólicos de la provincia de Valladolid (Datos proporcionados por la Asociación de Promotores de Energía Eólica en Castilla y León "APECYL") en los cuales se producen  $258 \text{ MW}/\text{año}$ , se concluye que la potencia generada en el proceso llevado a cabo en la EDAR supone un  $0,4\%$  de la potencia eólica total generada en la provincia de Valladolid.

Otra de las conclusiones del estudio, en lo que a balances de materia se refiere, fue la distinta composición del caudal de biogás obtenido ( $Q_{\text{BIOGAS FINAL}} = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$ ) inicialmente y posterior al proceso de upgrading (proceso con presencia de  $\text{H}_2$ ).

Mediante el proceso con hidrógeno (electrolisis) se consiguió obtener un biogás con un porcentaje de al menos un  $95\%$  de metano (biometano) para su posterior inyección a la red de consumo. De esta forma la composición final del biometano fue:  $95\% \text{ CH}_4$ ,  $1\% \text{ CO}_2$  y  $4\% \text{ H}_2$

Desde el punto de vista energético, se estudió el caudal de metano necesario a quemar para cubrir las necesidades de calor y la posible cantidad de excedente eléctricos en la Estación de Depuración de Aguas Residuales (EDAR). De esta forma y tras los cálculos correspondientes realizados en el apartado 6. *Diseño y estudio del digestor anaerobio*, se obtuvo que para cubrir las necesidades de la planta se necesitan:

$$Q_{\text{CH}_4} = 2.341/0,5 = 4.682 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$$

Comparando ambos procesos, el inicial con un  $Q = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$  ( $64\% \text{ CH}_4$ ) y posteriormente el proceso con electrolisis con un  $Q = 8.850 \text{ Nm}^3/\text{d}$  ( $95\% \text{ CH}_4$ ), se tiene que:



Inicialmente, se dispone de un caudal de metano:  $Q = 5.664 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$ , por lo que se concluye que todo nuestro metano inicial se empleará para cubrir las necesidades térmicas y eléctricas de nuestro proceso, sin existir ningún excedente eléctrico.

Por otra parte, con el proceso de electrolisis implantado se consigue incrementar el porcentaje de metano (biometano) a un 95%, obteniendo un  $Q = 8.754 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$ . De esta forma, gracias al proceso electrolítico se ha conseguido tener  $8.754 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$  frente a unas necesidades de  $4.682 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$  para hacer frente al calentamiento de fangos frescos y las pérdidas existente en el digestor.

Como se puede observar, aproximadamente el 50% de nuestro caudal de metano se destinará a cubrir las necesidades mencionadas, mientras que la otra mitad se podrá inyectar a red y comercializar ya que presenta un porcentaje exigido de metano (95%) y puede ser usado como fuente de energía renovable (biometano).

Otro aspecto a destacar en el estudio y análisis de nuestro proceso es la cantidad de oxígeno empleado en el proceso de electrolisis. Comparando los resultados obtenido en apartado 5.5. *Oxígeno empleado en la electrolisis*, se concluyó que relacionando el caudal de oxígeno de la electrolisis con el oxígeno empleado en el proceso  $R_o = 13.595 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{d}$ , se obtiene un relación superior al  $1/3$  ( $4.779/13.595$ ) del oxígeno necesario en el proceso  $R_o$ .

De esta manera se consigue reducir la oxigenación del proceso, es decir, disminuye la cantidad de oxígeno a aportar, lo que con llevará una reducción en los costes de compresores, bombas, etc, asociados al proceso.

Finalmente, se van a enumerar una serie de inconvenientes/dificultades existentes a la ahora de implantar el proceso estudiado en el presente trabajo.

- 1) Elevado coste en la construcción del digestor anaerobio con geométrica “huevo” debido a que las presiones de trabajo son muy elevadas, afectando al espesor de pared, la geometría de diseño, etc. Al ser un equipo con presión superior a 0,5 barg, está sometido a la normativa UNE-EN 13445-3 (Recipientes a presión no sometidos a llama)





- 2) Posible dificultad a la hora de incorporar el proceso de electrolisis al proceso convencional en una EDAR.
- 3) Mayores estudios de seguridad e incremento de las medidas preventivas en la EDAR debido a la presencia de H<sub>2</sub> y la posible formación de ATEX (Atmósferas Explosivas) en el entorno de trabajo.
- 4) Escasez actual de excedentes eléctricos para inyectar la fuente de energía renovable generada (intermitencia de los excedentes renovables).
- 5) Posible problemática a la hora de abastecer energéticamente a la planta debido a una discontinuidad en la producción de biometano.





## 8. BIBLIOGRAFÍA

### Libros y trabajos:

Alarcón Arroyo, J. (2012) *Gestión de residuos en la EDAR de Valladolid*. Universidad de Valladolid, Valladolid

Alianza por el agua. (s,f). *Manual de depuración de aguas residuales*. Colaboración: CENTA.

Bovea, M.D. (2009). *Viabilidad de la valorización energética de lodos procedentes de distintos tipos de depuradoras*. Universidad Jaume I, Barcelona.

Corona Zúñiga, I. (2007) *Biodigestores*. Universidad autónoma del estado de Hidalgo.

Facsa (2015-2016). *Concepto de EDAR como factoría energética*.

González Granados, I.C. (2015). *Generación, caracterización y tratamiento de lodos de EDAR*. Universidad de Córdoba, Córdoba.

HERNÁNDEZ. A (1992). *Depuración de Aguas Residuales*

Lo Guzzo D., Iborra Clar I., Garcia Ivars J. (2017) *Diseño de un digestor de fango anaerobio con producción de biogás. Estudio de cogeneración*. Escuela técnica Superior de Ingenieros Industriales, Valencia

Martín Jiménez M. (2018) *Valorización de fangos de EDAR vía digestión y cogeneración del biogás*. Universidad de Valladolid, Valladolid

Metcalf & Eddy, (2002) *WASTEWATER ENGINEERING: TREATMENT AND REUSE*, 4th ed. McGraw-Hill

Ministerio de agricultura y pesca, alimentación y medio ambiente. (s,f). *Lodos de depuración de aguas residuales*. Gobierno de España.



Normas UNE-EN 13445-3 (2019) “Recipientes a presión no sometidos a llama”

Pérez Medel, J.A. (2010) *Estudio de un biodigestor para aplicación en pequeños ganaderos y lecheros*. Universidad de Santiago de Chile.

Sanmartín Baños, E. (2010). *Simulación de una cogeneración basada en microturbinas de biogás en una E.D.A.R urbana*. Universidad politécnica de Cartagena, Cartagena (Murcia).

Sobrados, L. (2013). *Producción y características de los fangos*. Centro de estudios hidrográficos del CEDEX. Ministerio de fomento, Ministerio de agricultura, Alimentación y medio ambiente.

### **Revistas científicas:**

Agneessens L.M., Ottosen L.D.M, Andersen. M, Berg Olesen. C, Feilberg. A, Kofoed. M.V.W., (2018) Parameters affecting acetate concentrations during in-situ biological hydrogen methanation, *Bioresour. Technol.* 258. 33–40

Agneessens L.M., Ottosen L.D.M, Voigt. N.V., Nielsen. J.L., de Jonge. N, Fischer. C.H., Kofoed. M.V.W., (2017) In-situ biogas upgrading with pulse H<sub>2</sub> additions: The relevance of methanogen adaption and inorganic carbon level, *Bioresour. Technol.* 233. 256–263

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J., Dewil, R., (2008) Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Prog. Energy Combust. Sci.* 34. 755–781

Bassani. I, Kougias. P.G., Angelidaki. I, (2016) In-situ biogas upgrading in thermophilic granular UASB reactor: key factors affecting the hydrogen mass transfer rate, *Bioresour. Technol.* 221. 485–491

Deublein, D., Steinhauser, A., (2011) *Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction*. Wiley

Díaz. I, Fdz-Polanco. F, Fdz-Polanco. M - (2019) Feasibility of biomethane production by supplying H<sub>2</sub> into a pressurized digester of sewage sludge

Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A., Graf, F., Bajohr, S., Reimert, R., Kolb, T., (2016) Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Renew. Energy* 85. 1371–1390.



Lecker, B., Illi, L., Lemmer, A., Oechsner, H., (2017) Biological hydrogen methanation – A review. *Bioresour. Technol.* 245. 1220–1228

Lindeboom. R , Ferrer. I , Weijma. J , van Lier J.B (2013) Silicate minerals for CO<sub>2</sub> scavenging from biogas in Autogenerative High Pressure Digestion – *Water Research* 47. 3742-3751

Lovato. G, Alvarado-Morales. M, Kovalovszki. A, Pevrah. M, Kougias. P.G., Rodrigues. J.A.D, Angelidaki. I, (2017) In-situ biogas upgrading process: Modeling and simulations aspects, *Bioresour. Technol.* 245. 332–341

Luo. G, Johansson. S, Boe. K, Xie. L, Zhou. Q, Angelidaki. I, (2012) Simultaneous hydrogen utilization and in situ biogas upgrading in an anaerobic reactor, *Biotechnol. Bioeng.* 109. 1088–1094

Luo. G, Angelidaki. I, (2013) Hollow fiber membrane based H<sub>2</sub> diffusion for efficient in situ biogas upgrading in an anaerobic reactor, *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 97. 3739–3744

Luo. G, Angelidaki. I, (2013) Co-digestion of manure and whey for in situ biogas upgrading by the addition of H<sub>2</sub>: process performance and microbial insights., *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 97. 1373–81

Muñoz, R., Meier, L., Diaz, I., Jeison, D., (2015) A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading. *Rev. Environ. Sci. Bio/Technology* 14. 727–759

Rittmann, B.E., McCarty, P.L., (2001) *Environmental biotechnology: principles and applications.* McGraw-Hill series in water resources and environmental engineering 754

Sarker. S, Lamb. J.J, Hjelme. D.R., Lien. K.M., Overview of recent progress towards in-situ biogas upgradation techniques, (2018) *Fuel.* 226. 686–697

Speece, R.E. (2008) *Anaerobic biotechnology and odor/corrosion control for municipalities and industries.* Archaea Press

Wang. W, Xie. L, Luo. G, Zhou. Q, Angelidaki. I, (2013) Performance and microbial community analysis of the anaerobic reactor with coke oven gas biomethanation and in situ biogas upgrading., *Bioresour. Technol.* 146. 234–239



Zabranska. J, Pokorna. D, (2018) Bioconversion of carbon dioxide to methane using hydrogen and hydrogenotrophic methanogens, *Biotechnol. Adv.* 36. 707–720

**Páginas web:**

<https://www.energias-renovables.com/biogas/con-el-potencial-de-produccion-de-20180924> (Enero-Abril 2019)

<http://www.aguasdevalladolid.com> (Enero-Abril 2019)

<http://www.apecyl.com/> (Enero-Abril 2019)

[www.aecolica.org](http://www.aecolica.org) (Enero-Abril 2019)

<https://futurenviro.es/cadagua-en-la-inauguracion-por-edar-de-bens-s-a-de-una-planta-de-produccion-de-biometano-para-movilidad-vehicular/> (Enero-Abril 2019)

<http://blogs.ujaen.es/jsampedr/wp-content/uploads/2012/07/Presentaci%C3%B3n-Tema-06.pdf> (Enero-Abril 2019)

<http://www.sereco.it/prodotti.php?language=spagnolo&vedi=20120173> (Enero-Abril 2019)

<https://nks.com/es/distribuidor-de-acero-inoxidable/aceros-inoxidables-316/> (Enero-Abril 2019)

<https://repositorio.unican.es/xmlui/bitstream/handle/10902/11909/Elordi%20Garc%C3%ADa%2C%20Lucas.pdf?sequence=1&isAllowed=y> (Enero-Abril 2019)

[https://repositoriotec.tec.ac.cr/bitstream/handle/2238/2622/Informe\\_Final.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repositoriotec.tec.ac.cr/bitstream/handle/2238/2622/Informe_Final.pdf?sequence=1&isAllowed=y) (Enero-Abril 2019)

<http://bdigital.unal.edu.co/51702/1/75084817.2016.pdf> (Enero-Abril 2019)

[https://www.idae.es/uploads/documentos/documentos\\_10737\\_Biomasa\\_Digestores\\_Anaerobios\\_A2007\\_0d62926d.pdf](https://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_Digestores_Anaerobios_A2007_0d62926d.pdf) (Enero-Abril 2019)



[https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/87867/X7406133H\\_TFG\\_14993580970604451320077220567788.pdf?sequence=2](https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/87867/X7406133H_TFG_14993580970604451320077220567788.pdf?sequence=2) (Enero-Abril 2019)

<https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/5942/05.pdf?sequence=6&isAllowed=y> (Enero-Abril 2019)

[http://oa.upm.es/39549/1/Jesus\\_Sanchez\\_Rubal.pdf](http://oa.upm.es/39549/1/Jesus_Sanchez_Rubal.pdf) (Enero-Abril 2019)

