



**Universidad de Valladolid**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID**

**ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

**Grado en Ingeniería Química**

**BIOMASA ALGAL COMO FUENTE DE PRODUCCIÓN DE METANO VÍA  
CO-DIGESTIÓN ANAEROBIA**

**Autor:**

**Hernández Martín, Sandra**

**Tutor:**

**Pérez Elvira, Sara Isabel**

**Ingeniería Química y Tecnología del  
Medio Ambiente**

**Valladolid, Febrero 2017.**



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



# RESUMEN

En este proyecto se diseña una planta de producción de biogás, a partir de la biomasa algal procedente del tratamiento de una EDAR.

Previamente en ensayos de laboratorio, se buscó aumentar el rendimiento realizando para ello un pretratamiento térmico, “Explosión a vapor”, y una co-digestión con residuo industrial de café. A partir de esto, se tomaron las condiciones que optimizaban el proceso.

Se tratarán  $50 \frac{m^3}{d}$  de la mezcla anterior, en un digestor anaerobio durante 20 días, a 1 bar y  $35^{\circ}C$ , habiendo realizado un pretratamiento a  $120^{\circ}C$  y 7 bar durante 60 minutos, se obtienen  $1528,523 \frac{m^3}{d}$  de biogás, y a través de ello se consigue producir energía térmica (para abastecer el proceso) y energía eléctrica, que se venderá para obtener beneficio económico.

De esta manera se revalorizan productos que se estaban desechando para obtener energía de forma renovable, resultando el proyecto viable tanto en términos económicos como medio ambientales.

## PALABRAS CLAVE:

Co-digestión anaerobia

Biogás

Algas

Residuo de café industrial

Explosión a vapor



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



# ÍNDICE

<b>ALCANCE Y OBJETIVOS</b> .....	9
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	11
Energía y depuración. Escenario actual. ....	11
EDAR CON MICROALGAS. ....	11
DIGESTIÓN ANAEROBIA DE BIOMASA. ....	13
Introducción .....	13
Alimentación: Pretratamiento y depósito .....	14
Proceso biológico .....	14
Factores que regulan el proceso .....	16
Ventajas e Inconvenientes .....	19
CO-DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	20
TRATAMIENTO PREVIO A LA DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	21
<b>SELECCIÓN DEL PROCESO</b> .....	22
DISEÑO DEL SISTEMA DE PRETRATAMIENTO: .....	23
Explosión de vapor .....	26
SELECCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	27
Estructura de un biodigestor .....	28
Ventajas de los biodigestores. ....	28
Desventajas, riesgos y consideraciones especiales .....	29
<b>BASES DE DISEÑO</b> .....	31
EXPERIMENTACIÓN EN EL LABORATORIO .....	31
DISEÑO PROCESO INDUSTRIAL .....	34
<b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:</b> .....	37
ESQUEMA DEL PROCESO .....	37
DESCRIPCIÓN GENERAL: .....	37
Integración energética: .....	38
DIAGRAMA DE FLUJO .....	39
Equipos: .....	39
BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA .....	40
TABLA DE CORRIENTES (Tabla 19): .....	42
P&ID .....	44



Instrumentación y estrategia de control:.....	44
<b>EQUIPOS</b> .....	47
<b>DISEÑO</b> .....	47
Tanque mezcla TK-120: .....	47
Digestor R-510:.....	47
Reactor pretratamiento R-210:.....	48
Flash: .....	49
Intercambiadores:.....	50
Evaporador: .....	56
<b>SELECCIÓN DE EQUIPOS</b> .....	56
Bombas:.....	56
Motor de cogeneración:.....	57
Filtro prensa: .....	60
<b>HOJAS DE ESPECIFICACIONES:</b> .....	61
<b>SEGURIDAD</b> .....	63
HAZOP .....	63
MÉTODO DOW .....	64
<b>IMPACTO AMBIENTAL</b> .....	69
BALANCE DE ENERGÍA.....	69
REDUCCIÓN DE LOS GASES DEL INVERNADERO.....	69
Legislación aplicable:.....	70
RECICLAJE DE LOS NUTRIENTES .....	70
CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS AUXILIARES.....	71
<b>BALANCE ECONÓMICO:</b> .....	73
<b>PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO:</b> .....	79
<b>CONCLUSIONES:</b> .....	81
<b>REFERENCIAS</b> .....	83
PÁGINAS WEB: .....	83
BIBLIOGRAFÍA:.....	85
<b>APÉNDICE I</b> .....	89
PROPIEDADES FÍSICAS:.....	89
<b>APÉNDICE II</b> .....	91
BASES PARA EL SOBREDIMENSIONADO DE LOS EQUIPOS (CONDICIONES DE “DISEÑO”) .....	91



Tanque de almacenamiento, reactor y biodigestor:.....	91
Flash: .....	93
Evaporador e intercambiadores de calor: .....	94
Balances de materia y energía:.....	95
<b>ANEXOS</b> .....	97
DIAGRAMA DE BLOQUES .....	97
DIAGRAMA DE FLUJO.....	98
P&ID .....	99
HAZOP .....	100



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES





## ALCANCE Y OBJETIVOS

El proyecto se crea a partir de la novedosa forma de funcionamiento de algunas EDAR, que ya se está llevando a cabo en depuradoras del sur de España. En concreto, para el diseño de este proyecto, se ha tomado como referencia la depuradora de Chiclana (Cádiz), que trabaja con algas para mejorar su proceso de depuración de aguas residuales. Esta forma de trabajar y las explicaciones de la misma, se detallarán más en el apartado “Introducción”.

Cuando ha terminado el proceso de depuración, las algas pasan a ser un residuo que necesita ser eliminado, será por tanto la corriente de alimentación de la planta que se va a diseñar en este proyecto, junto con el residuo industrial de café, para realizar la denominada “co-digestión anaerobia” (se detallará en los apartados siguientes). Con ambos se consigue producir biogás, que llevado a un motor de cogeneración, se obtiene energía térmica para abastecer el proceso, y energía eléctrica, que se comercializará.

Para determinar las características del proceso, se llevaron a cabo unos ensayos de laboratorio, y después se escaló a nivel industrial con las condiciones que optimizarían la producción de biogás (co-digestión anaerobia y pretratamiento térmico).

En el laboratorio, se utilizaron microalgas *Chlorella*. Mediante estudios previos, se comprobó que esta especie tiene una alta tasa de eliminación de nitrógeno, que favorece el aumento de la velocidad de reacción porque promueve el crecimiento microbiano (Rusten B, et al., 2011), y que tienen la capacidad de crecer en medios poco favorables en comparación con otros tipos de algas (Yuan et al., 2012).

Una vez que se ha aprovechado la energía de los gases de escape que se producen en el motor de co-generación, se pueden redirigir de nuevo a la producción de las algas para el tratamiento en la EDAR del proceso previo, lo que permite mantener un balance neutro del carbono; a diferencia de otros combustibles que generan gases ( $\text{CO}_2$ ) que se emiten a la atmosfera. Esto se hace con el fin de cerrar el flujo de productos, además, reutilizando el  $\text{CO}_2$  liberado durante la combustión de biogás, se mejora el crecimiento de las algas. De hecho, el carbono inorgánico es un nutriente principal de estas, y su limitación se debe evitar para optimizar el crecimiento de las ellas. En este contexto, se ha demostrado que *Chlorella vulgaris* era capaz de consumir  $\text{CO}_2$  directamente a partir de biogás en un intervalo de concentraciones entre 2 y 56% de  $\text{CO}_2$  (v / v) en la mezcla (Traviesco, L., et al.; Douskova, I. et al.).



Además de biogás, de la digestión anaerobia se obtiene otro producto con propiedades interesantes, el digestato. Este efluente es rico en compuestos de fósforo y nitrógeno orgánico. Actualmente se están explorando muchas opciones para la extracción de nutrientes del digestato con el fin de producir fertilizantes de alta calidad (por ejemplo, eliminación de amoníaco para la producción de sulfato de amonio o la recuperación de fósforo por precipitación). Estos procesos, pueden ser mejorados por la adición de floculantes orgánicos o minerales, pero en este proyecto el digestato se desecará mediante un filtro prensa, obteniéndose:

- Una fracción líquida, rica en elementos mineralizados que pueden ser reutilizados para el cultivo de algas.
- Una fracción sólida, por lo general abono, se seca y / o explota como una enmienda orgánica en campos de cultivo.

La integración de la digestión anaerobia dentro del concepto de biorrefinería de algas ofrece, por un lado, una fuente importante de bioenergía y, por otro lado, nutrientes (nitrógeno, fósforo y  $\text{CO}_2$ ) y agua para el cultivo de estas. De hecho, el consumo de agua dulce y del fertilizante aumenta de manera significativa los costos de cultivo de algas, y por lo tanto eran las principales desventajas de la implementación de este método en las EDAR, pero con dicho proceso añadido se consigue solventar, además de conseguir un mayor beneficio por la obtención de energía al revalorizar las algas utilizadas.

La amplia gama de sustratos y productos de la digestión anaerobia permiten la colocación de este proceso en diferentes etapas de una cadena de biorrefinería, promoviendo la generación de múltiples productos de biomasa algal (es decir, (bio) metano, fertilizantes y nutrientes para el cultivo de algas). En otras palabras, los residuos de un proceso podrían utilizarse como alimentación de otro proceso, hacia el enfoque de cero residuos.

La digestión anaerobia es una tecnología consolidada ya disponible para los tratamientos en lodos de depuradora, residuos biológicos y residuos agrícolas en instalaciones a gran escala. Trabajar hacia el uso de energías procedentes de fuentes renovables es una de las líneas de actuación del modelo de Economía Circular. El objetivo es que los sistemas traten de funcionar a partir de energías alternativas que permitan potenciar una economía circular restaurativa reduciendo la necesidad de uso de los combustibles fósiles a través de los distintos procesos y cadenas de suministro.



# INTRODUCCIÓN

## Energía y depuración. Escenario actual.

Por todos es conocida la necesidad que hay de proteger al medio ambiente de las agresiones que recibe de nuestra sociedad, en la que el uso de las nuevas tecnologías y la generación de residuos peligrosos amenazan con destruir el equilibrio del planeta.

En los últimos años, se ha avanzado mucho en el empleo de nuevos métodos más limpios y menos perjudiciales para el medio ambiente con el fin de conseguir un “desarrollo sostenible”.

Cada día se escuchan numerosas informaciones que ponen de manifiesto que las reservas de los carburantes de origen fósil se están agotando, y que es necesaria la búsqueda de nuevas fuentes de energía alternativas que no aumenten las emisiones de gases de efecto invernadero que tanto perjudican al medio ambiente. Las instituciones, en especial la Constitución Española, dentro del marco del cambio climático y la sostenibilidad energética, se planteó los siguientes objetivos para 2020.

- Disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero un 20% (o 30% si las condiciones lo permitieran) llegando a ser inferiores a los niveles de 1990.
- Que el 20% de las energías utilizadas procedan de fuentes renovables.
- Aumento del 20% de la eficiencia energética.

## EDAR CON MICROALGAS.

La utilización de un reactor anaerobio para el tratamiento de aguas residuales urbanas, permite la transformación en biogás de la materia orgánica presente en el agua y la minimización de los fangos producidos. Sin embargo, este sistema no es capaz de eliminar nutrientes y, por tanto, su efluente debe ser convenientemente tratado para conseguir eliminar el nitrógeno y / o fósforo



presente. Frente a los sistemas convencionales de eliminación de nutrientes, actualmente se está realizando un gran esfuerzo en el estudio de la viabilidad técnica y económica de otros sistemas emergentes, tales como los cultivos de microalgas, que además de eliminar los nutrientes del agua, es capaz de fijar el CO<sub>2</sub> atmosférico, con el beneficio medioambiental que ello conlleva.

Las microalgas son consideradas hoy en día como una potencial materia prima de biomasa para ayudar a reducir nuestra dependencia a combustibles fósiles para el transporte, la electricidad y generación de calor. También han sido ampliamente investigadas como una fuente de productos químicos, cosméticos y productos de salud, así como de alimentación de animales y humana

El potencial de las microalgas como consumidoras de dióxido de carbono puede ser aprovechado en múltiples campos, como por ejemplo para el tratamiento de aguas residuales y efluentes gaseosos domésticos y agroindustriales. Las algas necesitan dióxido de carbono para crecer y generan oxígeno, mientras que las bacterias aerobias presentes en los efluentes necesitan oxígeno para sobrevivir y liberan dióxido de carbono.

Esta simbiosis es eficaz en el tratamiento de aguas residuales porque las bacterias aerobias, que son las encargadas de oxidar y eliminar los contaminantes orgánicos presentes en los efluentes, crecen. Por otro lado, las microalgas necesitan luz y otros nutrientes, como nitrógeno y fósforo, para su fotosíntesis. Esta demanda supone un mayor rendimiento del proceso de tratamiento, ya que el nitrógeno y el fósforo son dos de los compuestos que presentan las aguas residuales y que también se intentan eliminar. Los sistemas simbióticos de microalgas y bacterias son relevantes en el tratamiento de residuos agrícolas e industriales debido “a su bajo coste de instalación y mantenimiento”.

Tras completarse el proceso de tratamiento de residuos, la biomasa algal resultante puede aprovecharse en otros ámbitos, como por ejemplo debido a su gran contenido en lípidos y su rápido crecimiento, para fertilizante en cultivos, generación de biodiesel, o para la generación de metano (biogás) producido por digestión anaerobia, al suprimir el oxígeno que necesitan estos organismos fotosintetizadores. El metano producido en la digestión anaerobia de las algas y de los fangos resultantes de una EDAR (Estación de Depuración de Aguas Residuales) puede ser utilizado para reemplazar a la energía que proviene de combustibles fósiles y por lo tanto convertirse en una forma de abastecimiento energético alternativo que permite reducir los gases del efecto invernadero. En esta última aplicación se va a centrar este proyecto.



La utilización de algas en las EDAR tiene las siguientes ventajas: las algas consumen menos agua para el crecimiento que los cultivos terrestres y pueden ser cultivadas en agua salina, agua salobre o en aguas residuales; pueden ser cultivadas en tierras no cultivables; contribuyen a la mitigación del dióxido de carbono, ya que son capaces de crecer en altas concentraciones de CO<sub>2</sub>, y tienen una alta eficiencia fotosintética en comparación con los cultivos terrestres (Li et al., 2008; Wiley et al., 2011), por lo que no serán un factor limitante en el momento de necesitar biomasa para el proceso de la digestión anaeróbica. A esto se le debe sumar la continua alimentación de los fangos que provienen del tratamiento de las aguas residuales urbanas, que convierte a esta fuente de energía en renovable.

Las algas son particularmente adecuadas para la producción de metano, debido a su gran disponibilidad en la naturaleza (Tedesco S, et al., 2013; Nkemka VN, et al., 2012; Nielsen HB, et al., 2011; Vivekanand et al. 2011).

## DIGESTIÓN ANAEROBIA DE BIOMASA.

### Introducción

La digestión anaerobia consiste en la degradación de carbono orgánico en ácidos orgánicos y biogás. El biogás se compone principalmente de metano (Alrededor de 65%), y de dióxido de carbono (alrededor de 35%). También se forman otros gases tales como nitrógeno, óxidos de nitrógeno, hidrogeno, amoniaco y sulfuro de hidrógeno (Angelidaki y Sanders, 2004), pero en concentraciones menores al 1%. La digestión anaerobia consiste en 4 principales etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, lo que lleva a la producción de biogás, una renovable y versátil fuente de bioenergía usada para la cogeneración de electricidad y calor. Entre las principales ventajas de la producción de biogás son la baja cantidad de biomasa producida durante el proceso y la potencial reutilización del digestato como acondicionador del suelo (Wiley et al., 2011) o del cultivo de algas.

Esta tecnología utiliza reactores (digestores) cerrados donde se controlan los parámetros para favorecer el proceso de fermentación anaeróbica, un proceso muy conocido ya que también se produce de un modo natural y espontáneo en



diversos ámbitos como por ejemplo en pantanos, en yacimientos subterráneos o en el estómago de los animales.

## Alimentación: Pretratamiento y depósito

La alimentación del proceso se lleva a cabo con las únicas premisas de que ésta contenga material fermentable, características adecuadas para el correcto funcionamiento de la planta según su diseño industrial, y que tenga una composición y concentración relativamente estable.

Además, al tratarse de un proceso biológico, se requiere asegurar una alimentación constante que no altere el metabolismo de los microorganismos implicados, y que por lo tanto no pueda afectar el rendimiento de la planta.

Mediante el pretratamiento de la alimentación, adecuando el tamaño de partícula, facilitando la hidrólisis o suministrando material o mezclas de materiales potencialmente productores de biogás, y depósitos de almacenamiento, se inicia el proceso y se evita problemas posteriores.

## Proceso biológico

La digestión anaerobia es un proceso muy complejo tanto por el número de reacciones bioquímicas que tienen lugar, como por la cantidad de grupo de bacterias involucradas en ellas. De hecho, muchas de estas reacciones ocurren de forma simultánea.

El proceso de degradación de la materia orgánica se divide en cuatro etapas:

- a) Hidrólisis.
- b) Etapa fermentativa o acidogénica.
- c) Etapa acetogénica.
- d) Etapa metanogénica.

### A. Etapa de hidrólisis



La hidrólisis consiste en una transformación controlada por enzimas extracelulares en la que las moléculas orgánicas complejas y no disueltas se rompen en compuestos susceptibles de emplearse como fuente de materia y energía para las células de los microorganismos.

## B. Etapa acidogénica

La segunda etapa, controlada por bacterias, consiste en la transformación de los compuestos formados en la primera etapa en otros compuestos de peso molecular intermedio; como dióxido de carbono, hidrógeno, ácidos y alcoholes alifáticos, metilamina, amoníaco y sulfhídrico. Esta etapa se denomina acidogénesis.

## C. Etapa acetogénica

En la etapa de acetogénesis, los ácidos y alcoholes que provienen de la acidogénesis se van transformando por la acción de bacterias en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.

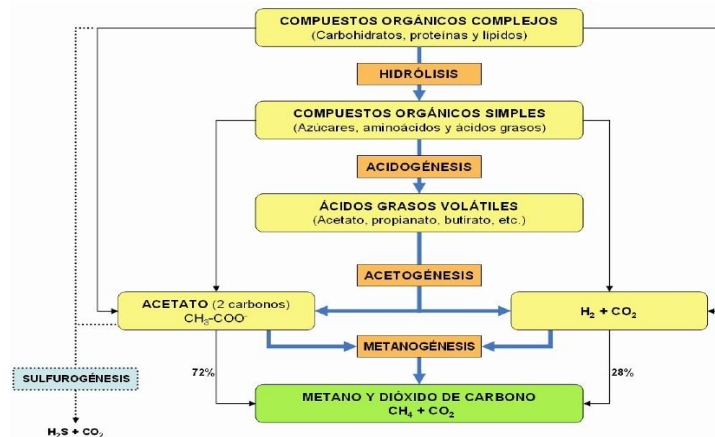
## D. Etapa metanogénica

La metanogénesis, última etapa, consiste en la transformación bacteriana del ácido acético y del ácido fórmico en dióxido de carbono y metano y la formación de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.



Las bacterias responsables de este proceso son anaeróbicas estrictas. Se distinguen dos tipos de microorganismos, los que degradan el ácido acético a metano y dióxido de carbono (bacterias metanogénicas acetoclásticas) y los que reducen el dióxido de carbono con hidrógeno a metano y agua (bacterias metanogénicas hidrogenófilas).

En la Figura 1 se muestra esquemáticamente las distintas fases del proceso de digestión anaerobia, así como los productos intermedios generados.



La principal vía de producción de metano es la correspondiente a la transformación del ácido acético, con alrededor del 70% del metano producido. Este es un proceso lento y constituye la etapa limitante del proceso de degradación anaeróbica.

Como se observa, el metano no es el único gas que se produce en la degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias, se trata de una mezcla de gases conocida como biogás. Está compuesto por un 60% de metano ( $\text{CH}_4$ ), un 38% de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) aproximadamente y trazas de otros gases (Tabla 1). La composición o riqueza del biogás depende del sustrato digerido y del funcionamiento del proceso.

Tabla 1. Composición del biogás.

<u>Compuesto</u>	<u>Concentración</u>
<u>Metano (<math>\text{CH}_4</math>) (%)</u>	50 - 70
<u>Dióxido de Carbono (<math>\text{CO}_2</math>) (%)</u>	30 - 50
<u>Hidrogeno (<math>\text{H}_2</math>) (%)</u>	1- 10
<u>Nitrógeno (<math>\text{N}_2</math>) (%)</u>	< 3
<u>Oxígeno (<math>\text{O}_2</math>) (%)</u>	< 0.1
<u>Ácido Sulfhídrico (<math>\text{H}_2\text{S}</math>) (ppm)</u>	0 - 8000

## Factores que regulan el proceso





Para que pueda desarrollarse el proceso se debe mantener unas condiciones ambientales y operacionales adecuadas, para ello se controlan diversos parámetros ambientales:

1. pH y alcalinidad:

El pH debe mantenerse próximo a la neutralidad, pudiendo tener fluctuaciones entre 6,5 y 7,5. Su valor en el digester no solo determina la producción de biogás sino también su composición.

La alcalinidad es una medida de la capacidad tampón del medio. Puede ser proporcionada por un amplio rango de sustancias, siendo por tanto una medida inespecífica. En el rango de pH de 6 a 8, el principal equilibrio químico que controla la alcalinidad es el dióxido de carbono-bicarbonato. La relación de alcalinidad se define como la relación entre la alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles (AGV) y la debida al bicarbonato (alcalinidad), recomendándose no sobrepasar un valor de 0,3-0,4 para evitar la acidificación del reactor.

2. Potencial redox:

Con valores recomendables inferiores a -350 mV.

3. Nutrientes:

Con valores que aseguren el crecimiento de los microorganismos. Una de las ventajas inherentes al proceso de digestión anaerobia es su baja necesidad de nutrientes como consecuencia de su pequeña velocidad de crecimiento. El carbono y el nitrógeno son las fuentes principales de alimento de las bacterias formadoras de metano. Por tanto, la relación Carbono/Nitrógeno (C/N) tiene una gran importancia para el proceso fermentativo recomendándose un ratio 20-30 como el óptimo.

4. Tóxicos e inhibidores:

Las sustancias inhibitoras son compuestos que bien están presentes en el residuo antes de su digestión o bien se forman durante el proceso fermentativo anaerobio. Estas sustancias reducen el rendimiento de la digestión e incluso pueden llegar a causar la desestabilización completa del proceso. A determinados niveles los AGV generan serios problemas de inhibición sobre todo en combinación con niveles bajos de pH. Otros problemas de inhibición



son los causados por el amonio, el ácido sulfhídrico, o los ácidos grasos de cadena larga. Los pesticidas, desinfectantes o antibióticos presentes en algunos subproductos también pueden llegar a afectar el proceso según su concentración.

Y parámetros operacionales que hacen referencia a las condiciones de trabajo de los digestores:

#### 5. Temperatura:

A medida que aumenta la temperatura, aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión dando lugar a mayores producciones de biogás. La temperatura de operación en el digestor, está considerada uno de los principales parámetros de diseño, ya que variaciones bruscas de temperatura en el mismo, pueden provocar desestabilización en el proceso.

Se distinguen dos rangos fundamentalmente, el rango mesófilo (entre 25 y 45°C) y termófilo (entre 45 y 65°C). El rango mesófilo es el más utilizado a pesar de que cada vez más se está utilizando también el termófilo para conseguir una mayor velocidad del proceso y una mejor eliminación de organismos patógenos. Sin embargo, el rango termófilo suele ser más inestable a cualquier cambio en las condiciones de operación y presenta además mayores problemas de inhibición del proceso por la sensibilidad a algunos compuestos, como el amoniaco.

#### 6. Agitación:

En función de la tipología de reactor debe transferirse al sistema el nivel de energía necesario para favorecer la transferencia de sustrato a cada población de bacterias, siendo necesario un equilibrio entre la buena homogeneización y la correcta formación de agregados bacterianos.

#### 7. Tiempo de Retención Hidráulico (TRH):

Es el cociente entre el volumen del digestor y el caudal de alimentación, es decir, el tiempo medio de permanencia del influente en el reactor, sometido a la acción de los microorganismos, para alcanzar los niveles de energía y/o reducción de la carga contaminante que se hayan prefijado.



## 8. Carga Orgánica Volumétrica (COV):

Es la cantidad de materia orgánica introducida diariamente en el digestor, expresada normalmente en sólidos volátiles, por unidad de volumen y tiempo.

## Ventajas e Inconvenientes

### Ventajas:

- El biogás, con un alto poder calorífico, puede ser utilizado en la propia instalación para generación de electricidad y/o calor (co-generación); con el consiguiente beneficio económico.
- El biogás es un biocombustible (energía renovable):
  - o Cumplimiento de los objetivos del protocolo de Kyoto, objetivos europeos de producción de energía renovable
  - o Posibilidad de subvenciones a innovación y demostración en aplicaciones concretas.
  - o Posibilidad de subvenciones e incentivos para la inversión en instalaciones de biometanización
- La materia orgánica resultante final (digerido) está bastante estabilizada.
- Los digestores trabajan dentro de un rango de humedad que se acerca al de la mayoría de materiales orgánicos aptos para su biodegradación.
- Se puede trabajar conjuntamente con varios subproductos.
- Reducción de la cantidad de subproductos a gestionar.
- Reduce los problemas de olores.
- Sistemas conocidos, simples y fáciles de gestionar.
- Reducción del consumo de combustibles fósiles.
- Reducción de la emisión de metano evitando el deterioro de la capa de ozono.



### Inconvenientes:

- Difícil mantener la estabilidad del proceso.
- Es muy sensible a tóxicos inhibidores.
- La puesta a punto del sistema requiere largos periodos.
- En muchos casos, se requiere grandes capacidades de tratamiento para un mejor control del proceso y su buen funcionamiento. El volumen del digestor puede ser grande.
- Requiere de una inversión inicial elevada en obra civil e implantación de los equipos.

## CO-DIGESTIÓN ANAEROBIA

La co-digestión anaerobia es la simultánea digestión anaerobia de dos o más sustratos, mejorando la viabilidad económica debido a la mayor producción de metano que hay en comparación con la digestión de los sustratos individuales (Mata-Alvarez et al., 2014). El aumento en la producción de metano a partir de la co-digestión anaerobia se debe principalmente como resultado de una mayor velocidad de carga orgánica. En este caso, el objetivo es equilibrar la composición del sustrato [es decir, la relación carbono / nitrógeno (C / N)] con el fin de promover el crecimiento microbiano, por lo tanto, la velocidad de reacción. Bajar las relaciones C / N puede dar lugar a la inhibición de amoníaco, mientras que las proporciones más altas de C / N de nitrógeno pueden causar deficiencia de la síntesis de la biomasa. (Sorensen, B. et al., 2000). Por lo tanto, la co-digestión de diferentes sustratos crea un efecto sinérgico (relación de complementariedad entre sustratos que mejora el rendimiento de la digestión) aliviando el desequilibrio de nutrientes y atenuando los posibles efectos inhibidores de los sustratos individuales mejorando aún más la producción de metano (Astals et al, 2014; Mata-Álvarez et al, 2014; Ramos-Suárez y Carreras, 2014).



Varios residuos agroindustriales que no se clasifican como residuos biológicos, han sido probados con éxito como co-sustrato. La diferencia está relacionada con varios factores: biodegradabilidad del sustrato principal y la relación C / N, concentración de biomasa, distribución y adaptación, actuación del digestor y / o compuestos inhibidores presentes (Astals S, et al., 2013; Fountoulakis MS, et al., 2010; Razaviarani V, et al., 2013).

Los beneficios de la codigestión son:

- Aprovechar la complementariedad de las composiciones de cada uno de los sustratos para mejorar el proceso y por tanto generar mayor producción de biogás, se puede mejorar la relación C / N.
- Compartir instalaciones de tratamiento.
- Unificar metodologías de gestión.
- Amortiguar las variaciones temporales en composición y producción de cada residuo por separado.
- Reducir costes de inversión y de explotación.
- La mezcla de ambos tipos de subproductos da lugar a procesos más estables y con un incremento considerable de la producción de biogás.
- Permite integrar la valorización de los subproductos orgánicos de una zona geográfica determinada.

La co-digestión mediante el uso de co-sustratos es una variante tecnológica que puede solucionar problemas o carencias de un material, si son compensadas por las características de otro. Existen subproductos biodegradables, de diferentes orígenes, que tienen un bajo contenido de materia orgánica; en estos casos, la co-digestión se presenta como una metodología exitosa a escala mundial.

## TRATAMIENTO PREVIO A LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Debido a la compleja estructura y composición de las paredes celulares de los dos co-sustratos, se procede a realizar un pretratamiento para que se produzca



la ruptura de dicha pared y la solubilización de la biomasa, mejorando con ello su accesibilidad para ser biodegradado y obtener un mejor rendimiento de metano. Existen distintos métodos de pretratamiento: físicos, químicos y biológicos. Se ha demostrado que los métodos de pretratamiento pueden mejorar la biodegradabilidad anaerobia de las microalgas. La idea que hay detrás es facilitar la hidrólisis de macromoléculas lentamente biodegradables, que de otro modo no puede ser convertido en biogás dentro del tiempo de retención típico del reactor (20-30 días). Para que sean factibles, estas técnicas no sólo deben mejorar el rendimiento de metano, sino también la producción neta de energía. En este sentido, los métodos mecánicos que emplean electricidad (es decir, microondas, ultrasonido) son menos factibles que los pretratamientos térmicos que utilizan el calor residual de las unidades de cogeneración alimentados por el biogás producido (Passos, F. et al., 2014). Además, tras la aplicación de los pretratamientos térmicos, el calor también podría ser recuperado mientras se enfría la biomasa pretratada procedente del pretratamiento de la temperatura de digestión. Por lo tanto, en el diseño de esta planta se utilizó un pretratamiento térmico.

Con el pretratamiento térmico para las microalgas *Chlorella* y *Scenedesmus* (las primeras son las utilizadas en los ensayos de laboratorio), se obtiene un alto rendimiento de metano, como se puede ver en la Tabla 2.

Tabla 2:

Energy assessment of the thermal pretreatment and mesophilic anaerobic digestion of microalgae in continuous reactors

Microalgae species	Control (without pretreatment)				Thermally pretreated				
	Methane yield (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg VS)	Ei (GJ/d)	Eo (GJ/d)	ΔE (GJ/d)	Pretreatment temperature (°C)	Methane yield (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg VS)	Ei (GJ/d)	Eo (GJ/d)	ΔE (GJ/d)
<i>Chlorella</i> sp. and <i>Scenedesmus</i> sp.	0.24	835	3093	2258	100	0.32	3019	4124	1105
<i>Nannochloropsis salina</i> sp.	0.13	835	1675	841	120	0.27	3855	3480	-375
<i>Pediastrum</i> sp., <i>Micractinium</i> sp. and <i>Scenedesmus</i> sp.*	0.10	835	1327	493	57	0.14	1221	1753	531
<i>Oocystis</i> sp.	0.12	835	1547	712	130	0.17	4273	2191	-2082
<i>Stigeoclonium</i> sp., <i>Monoraphidium</i> sp. and diatoms	0.18	835	2320	1485	75	0.30	1974	3866	1893
<i>Stigeoclonium</i> sp., <i>Monoraphidium</i> sp. and diatoms	0.18	835	2320	1485	95	0.31	2810	3995	1185

## SELECCIÓN DEL PROCESO



## DISEÑO DEL SISTEMA DE PRETRATAMIENTO:

El inconveniente de la digestión anaerobia de microalgas y del café se basa en su compleja estructura y composición de la pared celular, lo que dificulta la etapa de hidrólisis. La pared celular de estos dos co-sustratos está compuesta principalmente de compuestos orgánicos poco biodegradables y / o biodisponibles, tal como la celulosa y la hemicelulosa. Esta pared celular dura obstaculiza la producción de metano, puesto que la materia orgánica retenida en el citoplasma no es de fácil acceso para las bacterias anaerobias. Por esta razón se han utilizado las técnicas de pretratamiento, para mejorar el potencial de metano y / o la tasa de digestión anaerobia, mejorando el rendimiento del digestor.

Los métodos de pretratamiento se pueden dividir en cuatro categorías: térmicos, los procesos biológicos, mecánicos, químicos. Hasta la fecha, los pretratamientos térmicos y mecánicos son considerados como los más eficaces. Los pretratamientos térmicos han sido los que se han estudiado más ampliamente (Passos y Ferrer, 2014; Schwede et al., 2013). Los pretratamientos mecánicos son menos dependientes del tipo de especie del co-sustrato utilizado, pero se requiere una energía de entrada mayor si se compara con el método químico, térmico y biológico (Lee et al., 2012). Los pretratamientos químicos han demostrado ser exitosos (en particular cuando se combina con el calor (Mendez et al., 2014A)), conducen a un moderado incremento en la producción de biogás, pero ello conlleva una contaminación química y riesgos de que se formen compuestos recalcitrantes, además del coste químico. Por estos motivos estos pretratamientos no se eligen cuando hay otras alternativas disponibles. El pretratamiento enzimático (biológico) parece ser prometedor ya que mejora la hidrólisis (Ehimen et al., 2013), aumentando de forma moderada la producción de biogás, y supone un bajo aporte de energía. Implican la actividad de enzimas específicas, hongos y / o bacterias, que requiere tiempos de exposición relativamente largos, con el riesgo de pérdida de carbono. Las enzimas pueden ser costosas, pero su aplicación en instalaciones a gran escala parece bastante sencillo. Sin embargo aún no hay estudios suficientes que garanticen una total fiabilidad del éxito de este pretratamiento.

Los pretratamientos pueden ser beneficiosos para mejorar el potencial de metano y / o la velocidad de digestión de una amplia gama de materias primas. Sin embargo, las técnicas de pretratamiento deben ser económicamente factibles y respetuosas con el medio ambiente, por lo que debe requerir baja energía, empleo bajo o nulo de productos químicos y escasas necesidades de agua. Teniendo en cuenta que todos los pretratamientos tienen ventajas y

desventajas, la técnica más adecuada dependerá de las características de cada materia prima.

Los pretratamientos térmicos implican calor y electricidad también si se requiere de deshidratación, como la explosión de vapor. Sin embargo, pueden conducir a balances energéticos positivos debido al aumento de la producción de biogás y se produce el calor necesario in situ a través de la combustión de biogás.

Tabla 3:

Comparison of pretreatment methods for improving biogas production.

Pretreatment	Control parameters	Increase of biogas production	Strengths	Weaknesses	State of the art
<i>Thermal</i>					
Low temperature	Temperature Exposure time	√√	Low energy demand Scalability Sanitation	High exposure time	Promising for algae
Hydrothermal	Temperature Exposure time	√√	Scalability Sanitation	High heat demand Risk of recalcitrant compounds formation	Full-scale applications for animal by-products sanitation
Steam explosion	Temperature Exposure time Pressure	√√√	Scalability Sanitation	High heat and electricity demand Dewatered biomass Risk of recalcitrant compounds formation	Full-scale applications for sludge, municipal solid wastes
<i>Mechanical</i>					
Ultrasound	Power Exposure time	√√	Particle size reduction Scalability No risk of recalcitrant compounds formation	High electricity demand	Full-scale applications for sludge
Microwave	Power Exposure time	√√	Particle size reduction No risk of recalcitrant compounds formation	High electricity demand Scalability	
High pressure Grinding/ Maceration/ Pulping	Pressure Power Exposure time	√	Ease feedstock management No risk of recalcitrant compounds formation	High electricity demand	Full-scale applications for sludge Full-scale application for lignocellulosic biomass
<i>Chemical and thermochemical</i>					
Chemical	Chemical dose Exposure time	√	Low energy demand	Chemical contamination Risk of inhibitors formation Cost	
Thermo-chemical	Chemical dose Exposure time Temperature	√√	Lower energy demand than thermal alone	Chemical contamination Risk of inhibitors formation Cost	Promising for lignocellulosic biomass and animal by-products
<i>Biological</i>					
Enzymatic	Enzyme dose Temperature pH Exposure time	√	Low energy demand Scalability	Enzyme-substrate specificity Cost	Addition in full-scale plants
Fungi	Fungi strains Exposure time	√	Low energy demand Scalability	Carbon losses High exposure time	Promising for lignocellulosic biomass
Composting/aerobic	Exposure time	√	Low energy demand Scalability	Carbon losses	Full-scale application in manure dry anaerobic digestion
Ensiling	Exposure time		Low energy demand Scalability		Storage method for energy crops

Se encontró que la temperatura es la variable independiente más influyente. Cuanto mayor sea la temperatura, más alto es el rendimiento de la digestión anaerobia.

El balance energético de pretratamientos es crucial para la implementación a gran escala, como es el caso de este proceso. De hecho, el calor y la electricidad demandada del pre-tratamiento y la digestión anaerobia deben ser inferiores a la energía adicional generada a partir de biogás. Estudios previos





evaluaron el balance de energía de los distintos tipos de pretratamiento y el proceso de digestión anaeróbica mediante la extrapolación de datos experimentales de reactores continuos en escala de laboratorio a sistemas a gran escala. Los resultados mostraron que el pretratamiento mecánico, requiere un alto consumo de electricidad, que desequilibra el proceso (Sorensen, B.et al.). El pretratamiento térmico logra un balance energético positivo (es decir, 20% más de energía producida que la que se consume). Para resumir, el pretratamiento térmico no sólo mejora la solubilización de la biomasa y el rendimiento de metano, sino que también puede dar lugar a la producción de energía neta.

La efectividad de los métodos de pretratamiento en la producción de biogás depende de las características de las microalgas (Tabla 4), como la tenacidad y la estructura de la pared celular, y la composición macromolecular de las células.

Tabla 4:

Thermal pretreatments for microalgae biogas production.

Microalgae species	Reactor conditions	Methane yield (L CH <sub>4</sub> /g VS)	Pretreatment conditions	Solubilization increase	Methane yield increase (%)	References
<i>Thermal pretreatment</i>						
Microalgal biomass <sup>a</sup>	CSTR, 28 days HRT	0.270 <sup>b</sup>	100 °C; 8 h	n.d.	33	Chen and Oswald (1998)
<i>Scenedesmus</i> biomass	BMP	0.076 <sup>c</sup>	70, 90 °C; 3 h	7, 11-fold	12, 220	González-Fernández et al. (2012a)
<i>Scenedesmus</i> biomass	BMP	0.082 <sup>c</sup>	70, 80 °C; 25 min	1.9, 2.3-fold	9, 57	González-Fernández et al. (2012b)
<i>Chlamydomonas</i> sp., <i>Scenedesmus</i> sp. and <i>Nannochloropsis</i> sp.	BMP	0.272	55 °C; 12–24 h	11, 9%	–4, –7	Alzate et al. (2012)
<i>Acutodesmus obliquus</i> and <i>Oocystis</i> sp.	BMP	0.198	55 °C; 12–24 h	21, 19%	–2, –13	Alzate et al. (2012)
<i>Microspora</i> sp.	BMP	0.255	55 °C; 12–24 h	29, 29%	4	Alzate et al. (2012)
<i>Chlorella</i> sp. and <i>Scenedesmus</i> sp.	BMP	0.336	50, 80 °C; 30 min	2, 17%	4, 14	Cho et al. (2013)
Microalgal biomass <sup>a</sup>	BMP	0.105–0.111	55–95 °C; 5–15 h	5–21%	11, 48, 60	Passos et al. (2013a)
Microalgal biomass <sup>a</sup>	CSTR, 20 days HRT	0.180	75, 95 °C; 10 h	n.d.	67, 72	Passos and Ferrer (2014)
<i>Hydrothermal pretreatment</i>						
<i>Chlamydomonas</i> sp., <i>Scenedesmus</i> sp. and <i>Nannochloropsis</i> sp.	BMP	0.272	110, 140 °C; 1–1.2 bar; 15 min	9, 16%	19, 33	Alzate et al., 2012
<i>Acutodesmus obliquus</i> and <i>Oocystis</i> sp.	BMP	0.198	110, 140 °C; 1–1.2 bar; 15 min	22, 37%	11, 31	Alzate et al. (2012)
<i>Microspora</i> sp.	BMP	0.255	110, 140 °C; 1–1.2 bar; 15 min	38, 39%	62, 50	Alzate et al. (2012)
<i>Chlorella</i> sp. and <i>Scenedesmus</i> sp.	BMP	0.336	120 °C; 30 min	29%	20	Cho et al. (2013)
<i>Nannochloropsis salina</i>	CSTR, 120 days HRT	0.130	100–120 °C; 2 h	n.d.	108	Schwede et al. (2013)
<i>Chlorella vulgaris</i>	BMP	0.139	120 °C; 40 min	54% <sup>d</sup>	93	Mendez et al. (2014b)
Microalgal biomass <sup>a</sup>	BMP	0.122	110, 130 °C; 15–30 min	8, 9, 15, 13%	24, 17, 39, 33	Passos and Ferrer, submitted for publication
Microalgal biomass <sup>a</sup>	CSTR, 20 days HRT	0.120	130 °C; 15 min	n.d.	42	Passos and Ferrer, submitted for publication
<i>Thermal pretreatment with steam explosion</i>						
<i>Chlamydomonas</i> sp., <i>Scenedesmus</i> sp. and <i>Nannochloropsis</i> sp.	BMP	0.272	170 °C; 6 bar; 15 min	32%	46	Alzate et al. (2012)
<i>Acutodesmus obliquus</i> and <i>Oocystis</i> sp.	BMP	0.198	170 °C; 6 bar; 15 min	63%	55	Alzate et al. (2012)
<i>Microspora</i> sp.	BMP	0.255	170 °C; 6 bar; 15 min	40%	41	Alzate et al. (2012)
<i>Scenedesmus</i> biomass	BMP	0.180	170 °C; 8 bar; 30 min	10-fold	81	Keymar et al. (2013)
<i>Chlorella vulgaris</i>	BMP	0.156	160 °C; 20 min	4.5-fold <sup>d</sup>	65	Mendez et al. (2014b)

<sup>a</sup> Corresponds to microalgal biomass grown in wastewater treatment open ponds.

<sup>b</sup> Data expressed in L biogas/g VS.

<sup>c</sup> Data expressed in L CH<sub>4</sub>/g COD.

<sup>d</sup> Data from solubilization of carbohydrates.

Los pretratamientos térmicos han sido los más estudiados para incrementar el rendimiento de metano de las microalgas. Esta técnica puede ser subdividida en tres categorías: baja temperatura (<100 ° C), hidrotermal (> 100° C) y la explosión de vapor (120-180° C y 7-10 bares). Pero con las dos primeras sólo se logra dañar o romper parcialmente la pared celular, siendo más efectivo el pretratamiento térmico con explosión de vapor.

## Explosión de vapor

Para el pretratamiento térmico con explosión de vapor, la biomasa se coloca en un recipiente y se aplica vapor a alta temperatura (120-180°C) y presión (7-10 bares) durante unos pocos minutos (15 a 60 min); después, el vapor se

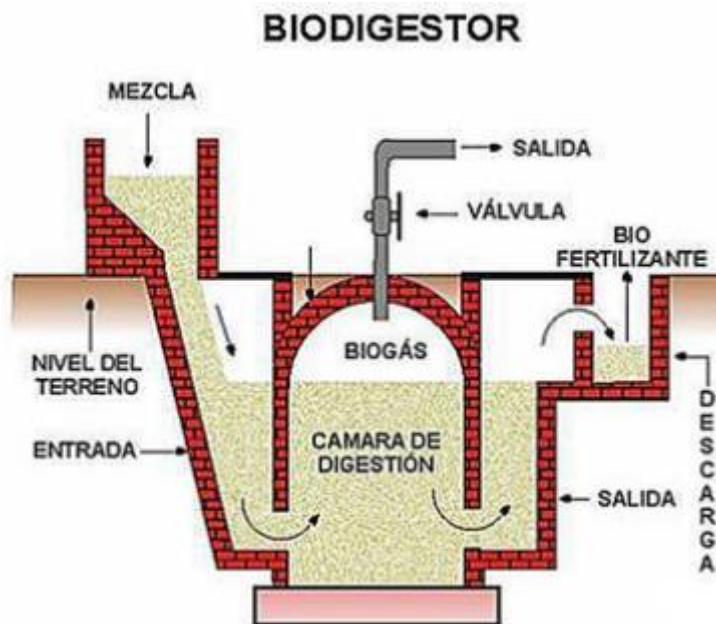


libera y la biomasa se enfría rápidamente. La caída de presión repentina conduce a rupturas de la pared celular y la desintegración de la biomasa, que se conoce como la explosión de vapor. El pretratamiento térmico con explosión de vapor industrialmente se conoce como hidrólisis térmica (Keymar et al, 2013;. Hendriks y Zeeman, 2009). Esta tecnología ya está disponible en las plantas de tratamiento de aguas residuales a gran escala antes de los lodos de digestión anaerobia, aumentando en un 50-100% la producción de biogás (Kepp et al., 2000). En cuanto a las microalgas, está bajo objeto de investigación a escala de laboratorio y que sólo se ha probado en ensayos de BMP. La alta temperatura con la explosión de vapor, mejora la solubilización de la materia orgánica (Mendez et al., 2014b). En términos de rendimiento de metano, se han alcanzado aumentos de entre 40% y 80% para diferentes especies de microalgas (Tabla 2).

## SELECCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

Se selecciona un digestor anaerobio de lodos convencional. Esto se debe a la similitud de concentración de sólidos totales en el digestor anaerobio del proceso, con el que se usa habitualmente para uno de lodos.

Un biodigestor es un contenedor hermético que permite la descomposición de la materia orgánica en condiciones anaeróbicas y facilita la extracción del gas resultante para su uso como energía. El biodigestor cuenta con una entrada para el material orgánico, un espacio para su descomposición, una salida con válvula de control para el gas (biogás), y una salida para el material ya procesado (digestato).



Estructura de un biodigestor.

Existen muchas variaciones en el diseño del biodigestor. Algunos elementos que comúnmente se incorporan son:

- Cámara de fermentación: El espacio donde se almacena la biomasa durante el proceso de descomposición.
- Cámara de almacén de gas: El espacio donde se acumula el biogás antes de ser extraído.
- Pila de carga: La entrada donde se coloca la biomasa.
- Pila de descarga: La salida, sirve para retirar los residuos que están gastados y ya no son útiles para el biogás, pero que se pueden utilizar como abono (bioabono).
- Un sistema de agitación: Desplaza los residuos que están en el fondo hacia arriba del biodigestor para aprovechar toda la biomasa.
- Tubería de gas: La salida del biogás. Se puede conectar directamente a una estufa o se puede transportar por medio de la misma tubería a su lugar de aprovechamiento.

Ventajas de los biodigestores.

- Es una energía renovable y sustentable.
- Aprovecha la producción natural del biogás.
- Es posible utilizar los productos secundarios como abono o fertilizante.
- Evita el uso de leña local, así reduciendo la presión sobre los recursos forestales.



- Fomenta el desarrollo sustentable.
- Redirige y aprovecha los gases de efecto invernadero producidos por los vertederos y granjas industriales, lo cual reduce la huella de carbono de estos establecimientos y disminuye su contribución al cambio climático.
- Cumple con la normatividad nacional e internacional.
- Impide la contaminación de mantos acuíferos.
- Crea empleos especializados.
- Crea la posibilidad de incursionar un proyecto de vanguardia.

#### Desventajas, riesgos y consideraciones especiales

- Idealmente, la ubicación debe de estar cerca de donde se recolecta la biomasa.
- La temperatura de la cámara de digestión debe mantenerse entre 20° C y 60° C; puede ser limitante en lugares extremos.
- El biogás contiene un subproducto llamado sulfato de hidrógeno, el cual es un gas corrosivo y toxico para los seres humanos.
- Al igual a cualquier otro gas combustible, existe el riesgo de explosión o incendios por un mal funcionamiento, mantenimiento o seguridad.



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



# BASES DE DISEÑO

## EXPERIMENTACIÓN EN EL LABORATORIO

Inicialmente, se llevaron a cabo unos ensayos en el laboratorio para determinar las adecuadas condiciones en las que se debía de desarrollar la planta, mediante ensayos BMP.

La idea es realizar una co-digestión anaerobia entre las algas (en el laboratorio se usaron microalgas Chlorella) y el residuo industrial de café, ya que las algas (que es el residuo inicial que se desea aprovechar) tienen una gran carga de nitrógeno en su composición, y esto es compensado con el residuo industrial de café, que tiene mayor carga de carbono, así la relación C / N queda compensada, aumentando así la velocidad de reacción.

Tabla 5:

	Algas	Café
C:N	5	52,22

La alimentación de cada sustrato y sus características son las siguientes:

Tabla 6:

LABORATORIO			
	Café	Alga	Mezcla
ST(mg/ml)	894	29,8	138
V(ml)	50	350	400
SV(mg/ml)	700	25	
ST(g)	44,7	10,43	55,13
ST(%g)	0,81	0,19	

Primeramente se realiza un pretratamiento a cada co-sustrato por separado en una caldera de explosión a vapor, donde se calientan hasta la temperatura de pretratamiento y se mantienen así por el período establecido en cada caso, y después se libera el vapor, expandiéndose y enfriándose de forma súbita ambos co-sustratos pretratados.



Una vez realizado lo anterior, se realizan los ensayos BMP. Con estos se quiere comprobar que la co-digestión anaerobia entre los dos co-sustratos es efectiva, por eso se realizan ensayos con cada co-sustrato separado sin pretratar, con la mezcla de ambos sin pretratar, y con cada uno de los dos pretratamientos llevados a cabo (el de 120°C durante 60 min y el de 180°C durante 15 min) para las algas y el residuo de café por separado, y para la mezcla de ambos, comprobando así los efectos de la co-digestión anaerobia y de los pretratamientos.

Los test de potencial de biometano (BMP) se han realizado en frascos de vidrio de 250 ml de volumen total (100ml corresponderán al volumen ocupado por el gas, y los 150ml restantes, corresponderán al volumen ocupado por el líquido). Todas las pruebas tienen un ratio gSVinóculo / gSVsustrato de 2. Las botellas se sellan con un tapón de goma (septum) y unos tapones de plástico para asegurar que están bien cerradas, tras esto se inertizan con el 99,99% de gas N<sub>2</sub> durante 1 min, y son almacenadas en una cámara de temperatura controlada (35 – 40°C). Las pruebas estaban sometidas a una leve agitación para asegurar una mejor interacción entre los componentes que forman el volumen de líquido. Se realizó un blanco, que contenía solamente inóculo (nada de sustrato), esto se ha utilizado para corregir el metano producido por el inóculo en el resto de ensayos. Todas las pruebas y los blancos se realizaron por triplicado para descartar errores en los resultados, por lo tanto habrá 30 botellas para realizar BMP:

3 botellas con blancos.

3 botellas con algas sin pretratar.

3 botellas con algas pretratadas a 120°C durante 60 min.

3 botellas con algas pretratadas a 180°C durante 15 min.

3 botellas con café sin pretratar.

3 botellas con café pretratado a 120°C durante 60 min.

3 botellas con café pretratado a 180°C durante 15 min.

3 botellas con la mezcla de algas y café sin pretratar.

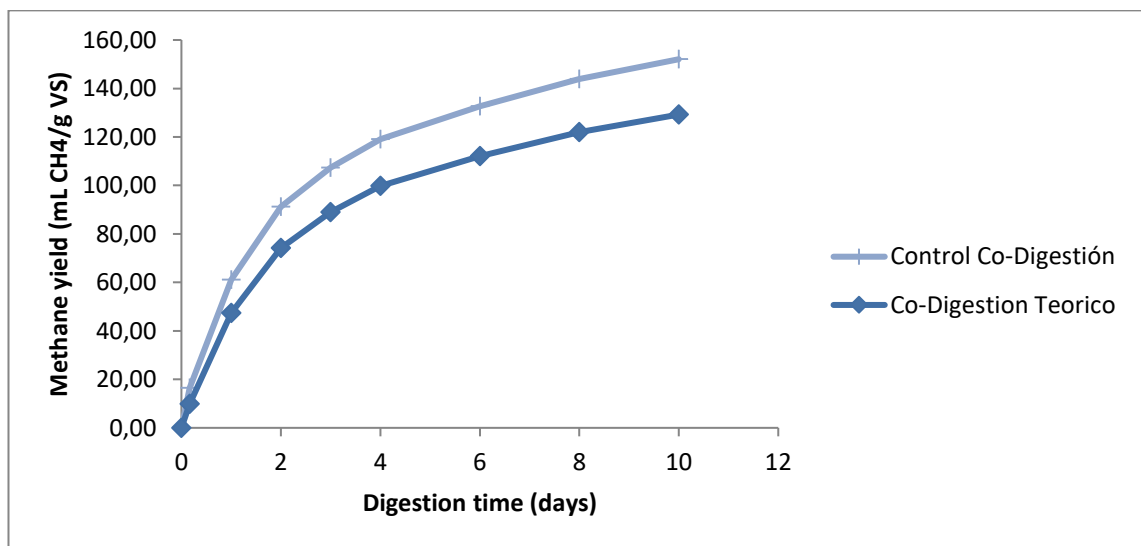


3 botellas con la mezcla pretratada a 120°C durante 60 min.

3 botellas con la mezcla pretratada a 180°C durante 15 min.

El volumen de biogás producido se midió usando un manómetro en el inicio de cada muestreo. La producción volumétrica acumulada de gas era calculada a partir del aumento de la presión en el volumen del espacio superior y expresada en condiciones estándar (273.15 K, 100,00 kPa). En cada evento de toma de muestra, la composición de biogás se determinó por cromatografía de gases utilizando la configuración para biogás de alta sensibilidad. De esta manera se obtuvieron los siguientes resultados:

Gráfica 1:

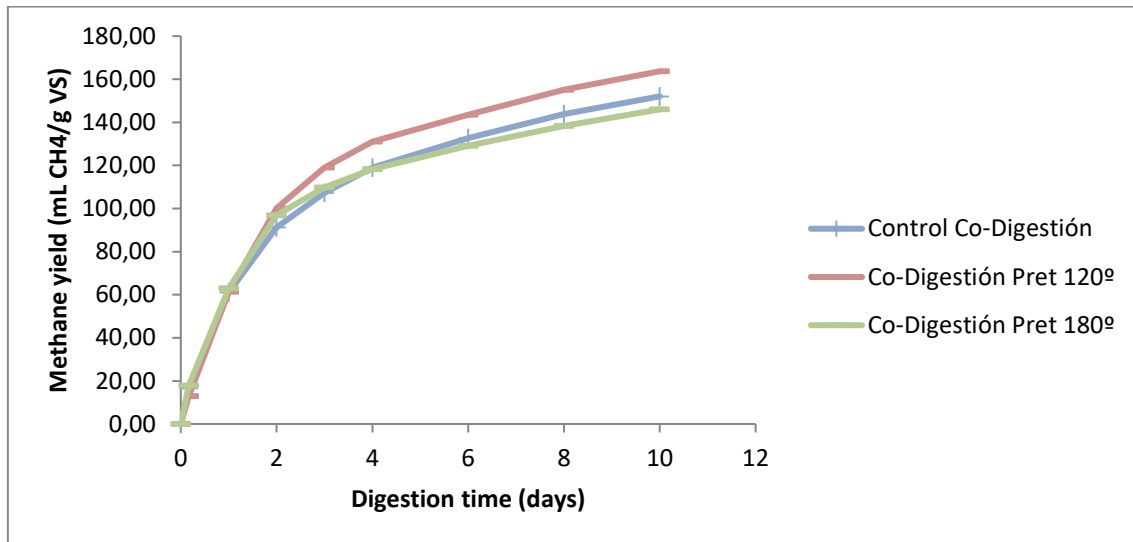


Se realiza un cálculo teórico de lo esperado para la co-digestión, y se comprueba que lo obtenido experimentalmente, es aún mayor que los resultados que se han obtenido de forma teórica, por lo tanto la co-digestión es efectiva.

$$\text{Cálculo teórico: } \frac{V_{\text{control café}} \cdot SV_{\text{café}} + V_{\text{control algas}} \cdot SV_{\text{algas}}}{SV_{\text{sustratos en botella}}}$$

(SV: Sólidos volátiles)

Gráfica 2:



En vista a los resultados anteriores (Gráfica 2) se puede concluir que el pretratamiento a 120°C durante 60 min hace aumentar el rendimiento para la producción de metano mucho mejor que el pretratamiento a 180°C durante 15 min.

El tiempo de residencia se esperaba que fuera de 20 a 30 días, pero en los BMP se comprobó que 20 días era suficiente para obtener el máximo rendimiento de metano.

## DISEÑO PROCESO INDUSTRIAL

Tomando de base los ensayos de laboratorio anteriores, se va a proceder a escalarlo a nivel industrial y poder así diseñar el proceso de la planta de producción de biometano.

Las principales diferencias de la escala de laboratorio a la escala industrial, además de suponer un mayor flujo volumétrico y por tanto necesidad de equipos más grandes, son las siguientes:



- Los BMP se pueden considerar como digestores discontinuos, en cambio a escala industrial el digestor operará en continuo.
- Anteriormente sólo se utilizaba una caldera para realizar la explosión de vapor (en ella se calentaba a la temperatura correspondiente y durante el tiempo establecido, y después se liberaban los vapores), y de ahí pasaría al digestor. Ahora el pretratamiento se realizará en varios equipos: Primero se calienta hasta la temperatura deseada en un reactor y se mantiene allí el tiempo requerido por el pretratamiento, tras esto pasa a un flash donde se expande y se enfría de forma súbita, dando lugar a la ruptura de las paredes celulares como se ha explicado ya en apartados anteriores. Finalmente se termina de enfriar hasta la temperatura adecuada para realizar la digestión anaerobia, y llegada a esta, se introduce en el digestor durante los 20 días establecidos en el experimento de laboratorio.

Por tanto este proceso se va a componer de los siguientes equipos principales:

- Un tanque donde se mezclen ambos co-sustratos.
- Un reactor donde se lleva a cabo el pretratamiento en conjunto de las algas y el residuo de café (en este caso a 120°C durante 60 min, que alcanzará una presión de 7 bar).
- Un flash donde se va a expandir y enfriar (se expandirá hasta llegar a la presión atmosférica y alcanzará los 100°C).
- Un intercambiador de calor donde se enfriará la corriente hasta llegar a las necesidades requeridas en el interior del digestor.
- Finalmente, el digestor (que al igual que los ensayos BMP) estará trabajando a 35°C durante 20 días.

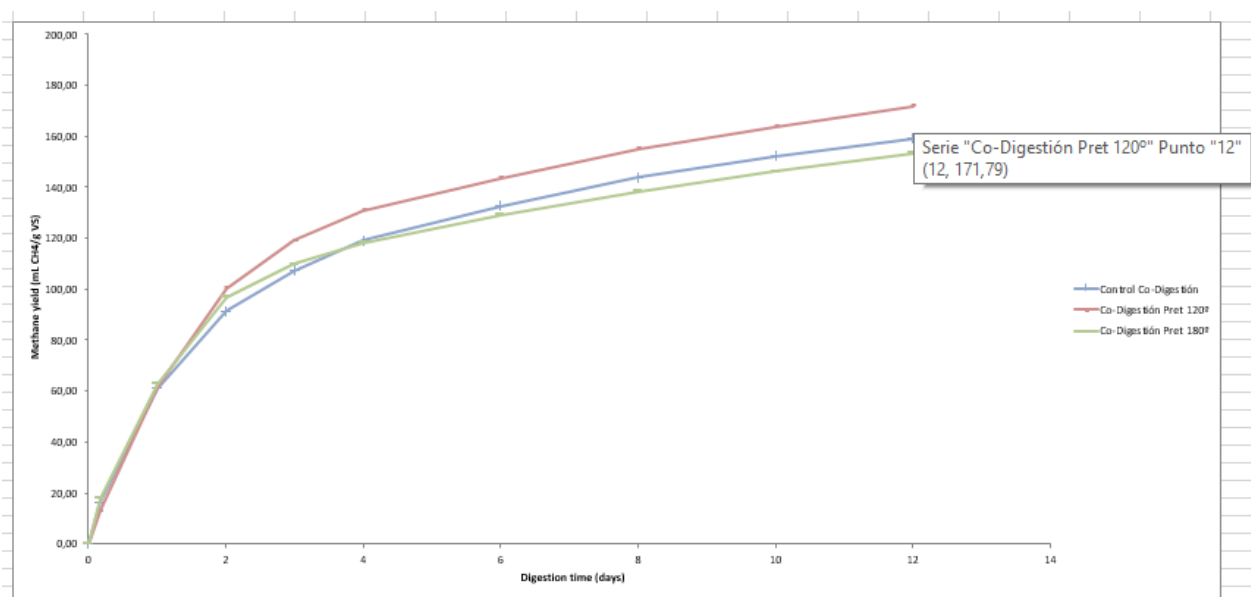
Se toma como base de cálculo una producción de  $50 \frac{m^3}{d}$ . Escalándolo a nivel industrial a través de los datos obtenidos en el laboratorio:

Tabla 7:

INDUSTRIAL	Café	Alga	Mezcla
V(m3/d)	6,25	43,75	50
ST(kg/m3)	894	29,8	138
ST(Kg/d)	5587,5	1303,75	6891,25
SV(Kg/d)	4470,00	1043,00	5513,00

La máxima producción que se obtiene de metano son  $0,1719 \frac{m^3}{KgSV}$  (Gráfica 3).

Gráfica 3:



La cantidad obtenida a nivel industrial corresponde a metano, que es el 62% del biogás, el 38% restante será dióxido de carbono.

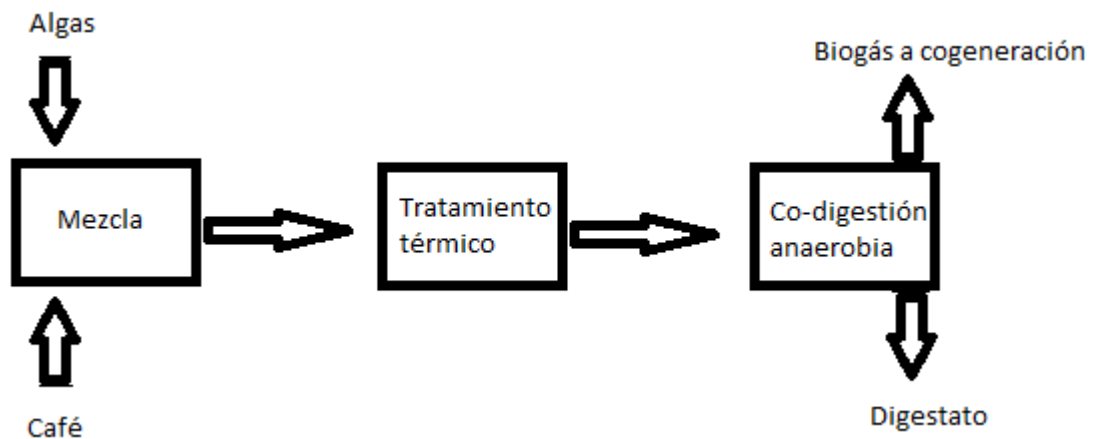
Tabla 8:

CH <sub>4</sub> (m <sup>3</sup> /d)	947,6847
CO <sub>2</sub> (m <sup>3</sup> /d)	580,839
Biogas (m <sup>3</sup> /d)	1528,524

Esta cantidad de metano obtenida por día, se llevará después a un motor de co-generación, donde se obtendrá energía térmica para abastecer el proceso, y energía eléctrica que se comercializará.

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:

### ESQUEMA DEL PROCESO



Este es un esquema general del proceso, para más detalle ver anexo “Diagrama de bloques”.

### DESCRIPCIÓN GENERAL:

Las dos corrientes de entrada en la planta serán microalgas y residuo de café industrial, de 43,75 m<sup>3</sup>/d, y 6,25 m<sup>3</sup>/d respectivamente, para mezclarse y hacer un total de 50 m<sup>3</sup>/d, esto es así porque debido a la concentración de sólidos totales presentes en cada una de las corrientes, la de microalgas tiene que corresponder al 87,5% del proceso, y la de residuo de café industrial a un 12,5% del volumen total.

Ambas corrientes se mezclan en un tanque, el TK-120, dónde además se calentarán hasta alcanzar una temperatura de 37,55°C, tras esto saldrá una única corriente que pasará al intercambiador E-150, gracias a este alcanzará



90°C, de ahí irá al reactor R-210 dónde permanecerá a 120°C con un tiempo de residencia de 60 minutos, estas son las condiciones necesarias para que se produzca la hidrólisis térmica. Acabado este tiempo pasa al flash VF-410 donde se expande hasta llegar a 100°C y presión atmosférica. Este proceso es la denominada “Explosión a vapor”

La corriente que ya está a 100°C, será enfriada mediante el intercambiador E-150, para alcanzar 40°C, ya que de ahí entrará al digestor R-510, para la co-digestión anaerobia se requieren 35°C pero la entrada se realiza a esa temperatura para asumir mejor las pérdidas del digestor. Este proceso durará 20 días, que es lo establecido para que se produzca el mayor rendimiento de obtención de metano. La corriente gaseosa formada por este gas y dióxido de carbono, entrará al motor de cogeneración M-610, dónde se va a llevar a cabo la combustión del metano y se obtendrá energía térmica y energía eléctrica. La energía eléctrica se venderá, mientras que la térmica se utilizará para abastecer a los propios equipos de la planta. El digestato obtenido pasará por un filtro prensa donde se eliminará el 30% de la humedad.

### Integración energética:

Consiste en aprovechar los recursos energéticos disponibles al máximo, para tener que recurrir en su justa medida a energía externa. La primera integración energética que se realiza, es la de aprovechar los vapores que se producen en la expansión dentro del flash VF-410, que se encuentran a 100°C y servirán para calentar el fluido de proceso hasta una temperatura de 37,55°C en el TK-120, que además al realizarse mediante inyección directa por la parte inferior, servirá para ayudar a mezclar las dos corrientes.

La segunda integración energética que se realiza es la del intercambiador E-150, el calor que pierde la corriente 6, es la que gana la 2 (una pasa de 37,55°C a 90°C, y la otra de 100°C a 40°C)

La tercera integración energética que se lleva a cabo es la de aprovechar la energía térmica obtenida en el motor de cogeneración M-610, para calentar tanto R-510 como R-210. Para R-210, se va a usar el calor de los gases de escape, haciéndoles pasar por un evaporador, el E-310, donde se calentará una corriente de agua hasta los 120°C y mediante inyección directa por la parte de abajo, se calentará el fluido de proceso además de favorecer la agitación para que haya una mezcla uniforme de las corrientes. El digestor R-510 como no se puede calentar por inyección directa, se va a calentar mediante un



encamisado, con el circuito cerrado de agua de refrigeración del motor de combustión.

## DIAGRAMA DE FLUJO

Ver en anexo “Diagrama de flujo”.

### Equipos:

Ver apartado “Equipos” donde se indican los diseños y los criterios de selección en los catálogos, de los equipos que se han comprado.

Tabla 9:

Referencia	Descripción
TK-120	Tanque mezcla corrientes alimentación
P-140	Bomba centrífuga
E-150	Intercambiador de calor
R-120	Reactor pretratamiento
VF-410	Flash
R-510	Digestor anaerobio
P-540	Bomba centrífuga
P-550	Bomba centrífuga
F-560	Filtro prensa (para el digestato)
M-610	Motor cogeneración
E-310	Evaporador



## BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Tabla 10:

	<b>TK-120</b>
<b>kg/h algas</b>	57,35
<b>kg/h café</b>	1720,58
<b>kg/h vapor</b>	84,68
<b>kg/h total</b>	1958,50
<b>KW pérdidas</b>	5,08
<b>KW aportados</b>	67,03

Tabla 11:

	<b>E-150</b>
<b>Kg/h carcasa</b>	1862,612
<b>Kg/h tubos</b>	2153,609
<b>KW intercambiados</b>	150,397

Tabla 12:

	<b>E-420</b>
<b>Kg/h carcasa</b>	2153,61
<b>Kg/h tubos</b>	6434,86
<b>KW intercambiados</b>	150,40

Tabla 13:

	<b>E-310</b>
<b>Kg/h agua</b>	229,03
<b>Kg/h Gases escape</b>	171,75
<b>KW intercambiados</b>	143,44

Tabla 14:





	<b>R-210</b>
<b>Kg/h entran (corriente 3)</b>	1862,611
<b>Kg/h entran (corriente 10)</b>	229,025
<b>Kg/h salen (corriente 4)</b>	2238,29
<b>KW pérdidas</b>	9,8
<b>KW se requieren</b>	77,954
<b>KW disponibles</b>	171

Tabla 15:

	<b>VF-410</b>
<b>Kg/h entran (corriente 4)</b>	2238,290
<b>Kg/h salen (corriente 11)</b>	84,682
<b>Kg/h salen (corriente 4)</b>	2153,609

Tabla 16:

	<b>R-510</b>
<b>Kg/h entran (corriente 6)</b>	2153,608
<b>Kg/h entran (corriente 18)</b>	2153,608
<b>Kg/h salen (corriente 12)</b>	2153,608
<b>Kg/h salen (corriente 7)</b>	72,891
<b>KW pérdidas</b>	80,2
<b>KW sobran (de estar a 40°C)</b>	11,23
<b>KW disponibles</b>	117,32

Tabla 17:

	<b>M-610</b>
<b>Kg/h entran (corriente 7)</b>	72,89
<b>Kg/h salen (corriente 8)</b>	171,75
<b>KW E. Térmica (Para hidrólisis)</b>	143,393
<b>KW E. Térmica (Para digestor)</b>	117,322
<b>KW E. Eléctrica (se vende)</b>	204,245
<b>KW E. Pérdidas</b>	62,804
<b>Total Energía KW</b>	464,960

Tabla 18:



	<b>F-560</b>
<b>Kg/h entran (corriente 15)</b>	2153,609
<b>Kg/h salen (corriente 13)</b>	1507,526
<b>Kg/h salen (corriente 14)</b>	512,901

TABLA DE CORRIENTES (Tabla 19):



	Algas	Café	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
P(bar)	1,00	1,00	1,00	1,00	7,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	7,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
T(°C)	10,00	10,00	37,50	90,00	120,00	100,00	40,00	35,00	2599,63	20,00	120,00	100,00	35,00	35,00	35,00	35,00	10,00	50,00	35,00	10,00
Kg/h	57,35	1720,58	1882,61	1882,61	2239,29	2563,61	2563,61	72,88	171,75	171,75	229,03	84,68	2563,61	21,46	2182,13	2563,61	0,19	0,19	2563,61	229,03
xAlgas(%#)	2,98	0,00	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,20	0,20	10,00	0,04	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00
xCafé(%#)	0,00	88,40	5,98	5,98	5,98	5,98	5,98	0,00	0,00	0,00	0,00	5,98	5,98	29,00	0,96	5,98	0,00	0,00	0,00	0,00
xH2O(%#)	97,02	10,60	93,82	93,82	93,82	93,82	93,82	0,00	33,34	33,34	33,34	93,82	93,82	70,00	99,00	93,82	100,00	100,00	0,00	100,00
xCH4(%#)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	82,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
xCO2(%#)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	38,00	66,66	66,66	66,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00



## P&ID

El P&ID se ha diseñado a partir del diagrama de flujo y siguiendo un estudio HAZOP para el análisis de seguridad, implementando con ello la instrumentación necesaria para que el proceso se dé minimizando los posibles riesgos que se puedan presentar, tanto como para evitar la parada y daños en la planta, como los daños personales.

Ver “P&ID” en anexos.

## Instrumentación y estrategia de control:

### ALIMENTACIÓN

La entrada al proceso es de una corriente de biomasa algal usada en la EDAR, y otra de residuo de café industrial. Para que se dé la co-digestión anaerobia según las condiciones que se llevaron a cabo en el ensayo de laboratorio, es necesario controlar esta corriente de entrada de residuo de café industrial mediante un controlador de flujo, que abre o cierra la válvula que permite su entrada al proceso, en función del flujo que tenga la corriente de biomasa algal, la cual no se puede controlar porque procede de un proceso previo.

### CONDICIONES DEL PROCESO

Para que se obtenga el máximo rendimiento de metano, se llevaron a cabo unos experimentos en el laboratorio, a través de los cuales se determinaron las condiciones que mejorarían esa tasa. Para ello es necesario que la mezcla de los dos co-substratos se caliente en un reactor hasta 120°C y permanezcan en esas condiciones durante 60 min. Tras esto se debe de enfriar de forma súbita al expandirse en el flash. Este proceso se denomina pretratamiento mediante “explosión a vapor”, gracias a ello se producirá la hidrólisis térmica.

Otra condición importante del proceso es que el digestor se mantenga a 35°C y que el tiempo de residencia en él sea de 20 días, para que se produzca la co-digestión anaerobia a través de la cual se obtendrá el biogás.



## LAZOS CRÍTICOS DE CONTROL

### TK-120:

Es el tanque donde se van a mezclar las dos alimentaciones y los vapores procedentes del flash aprovechando la energía en forma de calor de estos, para ir incrementando la temperatura y alcanzar las condiciones del R-210.

Si el nivel del tanque es muy alto o muy bajo, LC-121 abre o cierra la válvula LV-130. Esta válvula recircula el flujo de proceso al tanque para estabilizar la temperatura de la línea. Además la alarma de nivel alto o nivel bajo se encenderá si el tanque tiene mucho o poco nivel de fluido.

### R-210:

Es el reactor donde se va a calentar el fluido durante 60 minutos hasta 120°C, en estas condiciones, se alcanzan la presión de 7 bar. Es importante controlar la temperatura para que se cumpla el objetivo de la planta. Como el reactor se calienta con el evaporador E-310, si la temperatura dentro del reactor sube o baja de los 120°C, TC-211 abre o cierra la válvula TV-220 dejando pasar más o menos agua al evaporador, para controlar el flujo de vapor que llega al reactor.

La presión en el reactor se controla mediante PC-212, abriendo o cerrando la válvula PV-230 según lo requiera, activándose la alarma de presión alta o presión baja dependiendo del caso que se dé. Para evitar posibles accidentes, el reactor cuenta con una válvula de seguridad PSV-212 conectada a un disco de ruptura por si hay una emergencia y aumenta mucho la presión dentro del reactor, y poder así bajar esta.

### VF-410:

El flash donde se va a expandir y enfriar el fluido hasta 100°C y 1bar.

El nivel se controla mediante LC-412, este abre o baja el nivel del flash mediante la apertura o cierre de LV-440, además cuenta con una alarma de alto o bajo nivel que se activará llegado el caso.

La presión se controla mediante PC-411, que permite más o menos salida de los vapores del flash con la apertura o cierre de la válvula PV-420, sonando una alarma de baja o alta presión avisando del problema. El flash cuenta con una



válvula de seguridad que liberará la presión rompiéndose el disco de ruptura para evitar accidentes.

#### R-510:

Es el digestor donde se va a llevar a cabo la digestión anaerobia.

En él se regula el nivel mediante LC-512, que abre o cierra la válvula LV-560 que controla la recirculación al tanque.

La presión se regula mediante PC-513, que controla la apertura o cierre de la válvula PV-530, permitiendo mayor o menor salida de biogás al motor de cogeneración, además también hay situada una válvula de seguridad para evitar accidentes en caso de que suba excesivamente la presión.

La temperatura en el interior se controlará mediante TC-511, que abre o cierra TV-520 dejando pasar mayor o menor cantidad de agua de refrigeración, según las necesidades del proceso.

En caso de fallo de E-150, se ha situado un intercambiador adicional E-420, que con la válvula TC-431, controla TV-430 abriendo o cerrando esta para refrigerar hasta 40°C la corriente de entrada al digestor.

#### M-610:

El motor de cogeneración tiene una válvula de seguridad para liberar presión y evitar accidentes.

En caso de que haya que iniciar el funcionamiento de la planta o de que ocurra algún fallo y no se produzca biogás, debe de haber una fuente externa que lo proporcione para que se pueda llevar a cabo la hidrólisis térmica. Esto se controla mediante PC-621 que en función de la presión de salida de los gases de escape, abre o cierra PV-620 si es necesario aportar más cantidad de biogás.

El último control que hay es el de la corriente de salida de agua y digestato, FC-571 controla la apertura o cierre de la válvula FC-570 para permitir la salida de más o menos flujo del proceso.



## EQUIPOS

En este apartado se van a detallar cómo se han diseñado y seleccionado los equipos que forman parte del proceso.

### DISEÑO

#### Tanque mezcla TK-120:

Sabiendo el caudal del que disponemos y tomando un tiempo de residencia de 15 min, se puede calcular el diseño del tanque:

$$V=Q*tr$$

V= Volumen (m<sup>3</sup>)

Q= Caudal ( $\frac{m^3}{h}$ )

tr= Tiempo de residencia (h).

Tomando un diámetro de 0,7 m, y al ser un tanque de almacenamiento a presión atmosférica, se establece que la relación altura / diámetro tiene que ser de 1,5 a 3:

$$V=\frac{\pi}{4}*(D^2)*H$$

D= Diámetro(m).

H= Altura(m).

#### Digestor R-510:

Para calcular las dimensiones y características del digestor, se realiza mediante las siguientes ecuaciones:

$$VI=Q*tr$$



$V_l$  = Volumen de líquido ( $m^3$ ).

$Q$  = Caudal ( $\frac{m^3}{h}$ ).

$t_r$  = Tiempo de residencia (h).

Mediante ensayos previos de laboratorio, se sabe que el tiempo de residencia requerido para alcanzar el mayor rendimiento de metano, es de 20 días.

Con ello se obtiene el volumen útil (mezcla del fluido de proceso con los dos co-substratos, y el inóculo que ya se encuentra en el interior del digestor), se considera que eso debe de ser el 80% del volumen total para dejar espacio al gas producido y que no se produzcan sobre presiones, así que el volumen restante será el del gas.

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} * (D^2) * H$$

Con la ecuación anterior y estableciendo un diámetro para el diseño, se obtiene la altura, y se comprueba que la relación  $H/D$  está entre 1,5 y 3 ya que es lo común para presiones bajas.

## Reactor pretratamiento R-210:

Es el reactor donde se va a llevar a cabo la “explosión a vapor”.

$$V = Q * t_r$$

$V$  = Volumen de líquido ( $m^3$ ).

$Q$  = Caudal ( $\frac{m^3}{h}$ ).

$t_r$  = Tiempo de residencia (h).

El tiempo de residencia serán 60 min, ya que es lo que se llevó a cabo a escala de laboratorio. Con esto se obtiene el volumen necesario que deberá de tener el reactor de pretratamiento.

$$V = \frac{\pi}{4} * (D^2) * H$$

$D$  = Diámetro (m).

$H$  = Altura (m).





Con esta ecuación se obtiene la altura del reactor, dando un diámetro para el diseño, para que la relación H/D esté entre 1,5 y 3, ya que se encuentra a baja presión.

## Flash:

En el diseño del flash, es importante que haya una buena separación entre la fase vapor y la fase líquida, para ello se ha seguido la Ley de Stokes, la condición para que haya una correcta separación es:  $u_g \leq u_\infty * 0,7$ .

$u_g$  = Velocidad del gas ( $\frac{m}{s}$ ).

$u_\infty$  = Velocidad de arrastre ( $\frac{m}{s}$ ).

Ley de Stokes:

$$u_\infty = \frac{(p_p - p_g) * g * D_p^2}{18 * \mu}$$

$p_p$  = Densidad de la partícula ( $\frac{Kg}{m^3}$ ).

$p_g$  = Densidad del gas ( $\frac{Kg}{m^3}$ ).

$g$  = Gravedad ( $\frac{m}{s^2}$ ).

$D_p$  = Diámetro de partícula (m).

$\mu$  = Viscosidad ( $\frac{Kg}{m*s}$ ).

Calculada la  $u_\infty$ , se establece como diseño la situación límite que sería  $u_g = u_\infty * 0,7$ . Con esto se obtiene la  $u_g$  límite para que se produzca la separación.

El área del flash y el diámetro se calcularán con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{u_g}$$

$$A = \frac{\pi}{4} * D^2$$

A = Área (m<sup>2</sup>).

Q = Caudal ( $\frac{m^3}{s}$ ).

D = Diámetro (m).



$$Vl=Q*tr$$

Vl= Volumen de líquido (m<sup>3</sup>).

Q= Caudal ( $\frac{m^3}{h}$ ).

tr= Tiempo de residencia (h).

Para ello se da como diseño un tiempo de residencia de 15 min.

Con lo anterior tenemos el volumen que ocupa el líquido, damos como diseño un volumen total de 30 m<sup>3</sup>, por tanto la diferencia con el volumen del líquido será el volumen disponible para el gas, sobredimensionamos ese valor para evitar riesgos de alta presión dentro del flash.

$$V(\text{total})=V_{\text{gas}}+V_{\text{líquido}}$$

$$V_{\text{líquido}}=\frac{\pi}{4}*(D^2)*H_{\text{líquido}}$$

$$H_{\text{total}}=H_{\text{líquido}}+2,5*D$$

Los diseños se han tomado para además la relación H / D esté entre 1,5 y 3 que es lo recomendable para presiones bajas.

## Intercambiadores:

Se utilizarán dos intercambiadores, uno para enfriar/calentar y otro auxiliar para enfriar, que permanecerá inactivo a no ser que el proceso lo requiera, en ambos se utilizarán dos intercambiadores de carcasa y tubos, en los que el fluido de trabajo para calentar o enfriar será el agua, que en los dos casos circulará por la carcasa, y el fluido de proceso circulará por los tubos. En ninguno de los intercambiadores se producirá cambio de estado, por lo que se pueden utilizar las mismas ecuaciones para ambos (correlación empírica de Kern, para la convección forzada por el exterior de tubos, y Dittus-Böelter, para la convección forzada por el interior de tubos).

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



Q= Calor (W).

A= Área (m<sup>2</sup>).

$\Delta T_m$ = Diferencia media de temperaturas (°C).

U=Coeficiente global de transmisión de calor supuesto ( $\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ ).

Con la ecuación anterior se empieza a diseñar el intercambiador, primeramente se calculan la diferencia media de temperaturas, el calor necesario y se supone un coeficiente global U, con esto se obtiene el área del intercambiador.

La diferencia media de temperaturas se calculará de la siguiente forma ya que consideramos flujo contracorriente para un mayor intercambio de calor:

$$\Delta T_1 = T_{11} - T_{22}$$

$$\Delta T_2 = T_{12} - T_{21}$$

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{LN} = F \cdot \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{LN \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

T<sub>11</sub>: Fluido de proceso que entra.

T<sub>12</sub>: Fluido de proceso que sale.

T<sub>21</sub>: Agua (servicio auxiliar) que entra.

T<sub>22</sub>: Agua (servicio auxiliar) que sale.

F: Factor de corrección.

F se obtiene gráficamente, para ello se debe de seleccionar cómo es el intercambiador, en este caso será de un paso por la carcasa y 2 por los tubos.

$$R = \frac{T_{c1} - T_{c2}}{T_{t2} - T_{t1}}$$

$$S = \frac{T_{t2} - T_{t1}}{T_{c1} - T_{t1}}$$

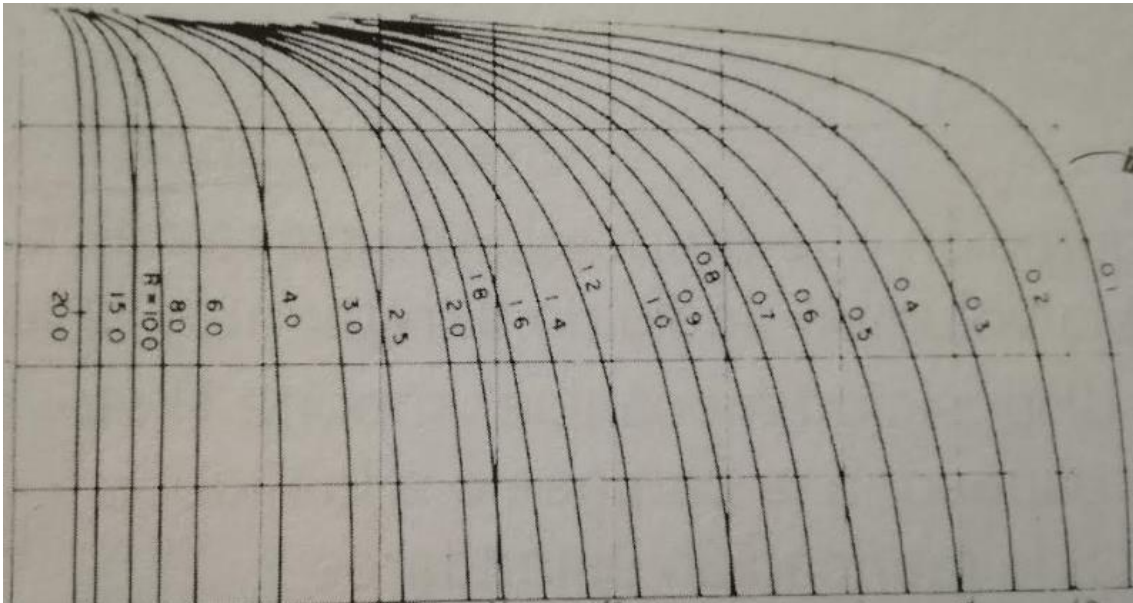
T<sub>c1</sub>: Fluido que entra por la carcasa (agua).

T<sub>c2</sub>: Fluido que sale por la carcasa (agua).

T<sub>t1</sub>: Fluido que entra por los tubos (fluido de proceso).

T<sub>t2</sub>: Fluido que sale por los tubos (fluido de proceso).

Gráfica 4:



El calor del que disponemos, en el caso del intercambiador que va a enfriar el fluido de proceso, se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (\Delta T)$$

Q= Calor (W).

Cp= Capacidad calorífica ( $\frac{J}{Kg \cdot ^\circ C}$ ).

m=Flujo másico ( $\frac{Kg}{s}$ ).

$\Delta T$ =Diferencia de temperaturas ( $^\circ C$ ).

En el caso del intercambiador que calienta el fluido de proceso que se encuentra en el digestor, empleamos la energía térmica (de baja) obtenida del motor de cogeneración.

El coeficiente global que se supone será acorde con los fluidos que se trabaja y las condiciones en las que se encuentran (Fluido frío agua, el fluido caliente agua, ya que el fluido de proceso también se puede considerar como agua debido a las concentraciones en las que se encuentra, alrededor de un 13%), por lo tanto un coeficiente global comprendido entre 800 y 1500  $\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ .

Estableciendo en el intercambiador E-150:



d<sub>0</sub> (diámetro exterior): 0,05 m  
 d<sub>i</sub> (diámetro interior): 0,0466 m (espesor de 3,4 mm)  
 L (longitud): 7,32 m

Estableciendo en el intercambiador E-420:  
 d<sub>0</sub> (diámetro exterior): 0,025 m  
 d<sub>i</sub> (diámetro interior): 0,0238 m (espesor de 1,2 mm)  
 L (longitud): 7,32 m

Se calcula el número de tubos (nt):

$$A = n_t \cdot \pi \cdot d_0 \cdot L$$

El paso por los tubos (Pt):

$$P_t = 1,25 \cdot d_0$$

$$D_b = d_0 \cdot \frac{N_t^{\frac{1}{n_1}}}{K_1}$$

D<sub>b</sub>: Diámetro de la bancada (m)

n<sub>1</sub> y k<sub>1</sub> son constantes empíricas, que en ambos casos de los dos intercambiadores, para una distribución al tresbolillo y dos pasos por los tubos:

n<sub>1</sub> = 2,207  
 k<sub>1</sub> = 0,249

Tabla 20:

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$n_1$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675

Se selecciona un diámetro de la carcasa (D<sub>s</sub>), y con ello se obtiene el espaciado entre placas deflectoras (IB):

$$IB \text{ óptimo: } (0,3-0,5) \cdot D_s$$



Se obtienen los coeficientes individuales correspondientes en cada caso ( $h_0$  es el coeficiente por el exterior de los tubos, y  $h_i$  el coeficiente por el interior de los tubos):

Para la estimación del coeficiente individual por el interior ( $h_i$ ), se considera la convección forzada por el interior de los tubos en flujo turbulento, para ello la correlación de Dittus-Boelter:

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^n$$

$n = 0,3$  para el enfriamiento

$n = 0,4$  para el calentamiento

Para poder usar esta correlación es necesario que el flujo sea turbulento, para ello se calcula el  $Re$  y se comprueba que  $Re > 4000$ , por lo que efectivamente es régimen turbulento.

$$Re = \frac{L * u * \rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{\mu}{k * Cp}$$

$$Nu = \frac{h_i * L}{K}$$

$h_i$  = Coeficiente individual por el interior ( $\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$ ).

$Re$  = Reynolds

$Pr$  = Prandtl

$K$  = Conductividad ( $\frac{W}{m * ^\circ C}$ ).

$L$  = Longitud (m).

$u$  = Velocidad ( $\frac{m}{s}$ ).

$\rho$  = Densidad ( $\frac{Kg}{m^3}$ ).

$\mu$  = Viscosidad a la  $T$  global ( $\frac{Kg}{m * s}$ ).

Para la estimación del coeficiente individual por el exterior ( $h_0$ ), se considera la convección forzada por el exterior de los tubos, mediante la correlación empírica de Kern:

$$\frac{h_0 * de}{k} = 0,36 * * \left( \frac{de * G' s}{\mu} \right)^{0.55} * * \left( \frac{Cp * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$$



$\mu_s$ =Viscosidad a la T de pared ( $\frac{Kg}{m*s}$ ).

$d_e$ =Diámetro hidráulico equivalente medio, para flujo paralelo a los tubos (m).

$G's$ =Densidad de flujo másico ( $\frac{Kg}{m^2*s}$ ).

$h_o$ = Coeficiente individual por el exterior ( $\frac{W}{m^2*°C}$ ).

$G$ =Flujo másico ( $\frac{Kg}{s}$ ).

$A_s$ =Área máxima perpendicular al flujo (m<sup>2</sup>).

$d_s$ =Diámetro interior carcasa (m).

$$d_e = \frac{1,10}{d_0} * (Pt^2 - 0,917 * d_0^2)$$

$$G's = \frac{G}{A_s}$$

$$A_s = \frac{d_s * l_B * (Pt - d_0)}{Pt}$$

$$d_s = D_s - l_B$$

Con todo lo anterior, se puede obtener ya el coeficiente global de transmisión de calor:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{d_0}{d_i * h_i} + \frac{d_0 * LN\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2 * K_w} + \frac{1}{h_0} + \frac{d_0}{d_i * h_{id}} + \frac{1}{h_0 d}$$

$K_w$ =Conductividad pared ( $\frac{W}{m*°C}$ ).

$h_{od}$ = Factor de ensuciamiento por el exterior ( $\frac{W}{m^2*°C}$ ).

$h_{id}$ = Factor de ensuciamiento por el interior ( $\frac{W}{m^2*°C}$ ).

$U_0$ =Coeficiente global de transmisión de calor calculado ( $\frac{W}{m^2*°C}$ ).

Para que el diseño sea válido:  $U_0 \geq$  calculado.



## Evaporador:

Las ecuaciones que se han empleado para diseñar el evaporador son las siguientes:

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

$$Q=W*(HW-hW)$$

Q= Calor (W).

A= Área (m<sup>2</sup>).

$\Delta T$ = Diferencia de temperaturas (°C).

U=Coeficiente global de transmisión de calor ( $\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$ ).

W=Flujo másico que se evapora ( $\frac{g}{s}$ ).

HW= Entalpía del vapor saturado ( $\frac{J}{g}$ ).

hW= Entalpía del líquido saturado ( $\frac{J}{g}$ ).

El valor de U se selecciona de acuerdo a las características y condiciones de los fluidos. El calor del que se dispone, es el obtenido en el motor de cogeneración mediante la energía térmica de alta, que es la que más calor necesita para calentar al reactor de pretratamiento. Con esto y la diferencia de temperaturas que tendrá el agua que pasará a vapor, se calculará con ello el área del evaporador.

## SELECCIÓN DE EQUIPOS

En este apartado se van a detallar los criterios tomados para la selección del resto de equipos que no han sido diseñados.

## Bombas:





Para flujo mínimo se establece que admite hasta un 60% de la cantidad de flujo normal, y para flujo máximo se establece que admite hasta un 120% de la cantidad del flujo usual.

Presión de shut off: Máxima presión cuando la válvula está cerrada.

Para el diseño de las bombas, con bombas centrífugas sería suficiente ya que la concentración de sólidos es muy baja (alrededor del 13% en peso), y las características del fluido son similares a las del agua. Estas se utilizan para hacer frente a las caídas de presión en el proceso, bien por tener que pasar por intercambiadores o bien por las pérdidas que se producen al recorrer largas distancias.

Los parámetros llevados a cabo para el diseño son los siguientes:

$$P_{\text{max. suction}} = P_{\text{design vessel}} + \rho \cdot g \cdot (h_{\text{elevation}} + h_{\text{max}})$$

$$P_{\text{shut-off}} = P_{\text{max.suction}} + 1.2 \cdot \Delta P_{\text{design}}$$

$$NHPS_{\text{min. req.}} = 1.8 \cdot Q^{0.18}, \text{ where } NPSH \text{ [m], } Q \text{ [m}^3\text{/h]}$$

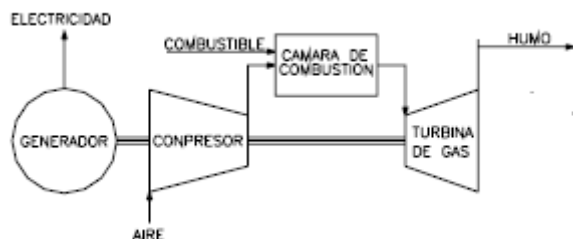
$$NHPS_{\text{allowable}} = NPSH_{\text{min. req.}} + \eta$$

$$NPSH_{\text{disponible}} = \frac{(P - P_v)}{\rho \cdot g} + h_{\text{elevation}} - h_f$$

$\eta$ : De 0,5 a 1 m.

### Motor de cogeneración:

Los sistemas de ciclo combinado con turbina de gas se suelen concentrar en la producción de electricidad, con el conjunto “turbina de gas + alternador”. Además con los gases de escape se producirá energía térmica de alto rendimiento, usada para calentar el reactor de pretratamiento, y el agua que se utiliza para la refrigeración de este motor, será energía térmica de bajo rendimiento, que se utilizará para el digestor.



Para seleccionar el motor de cogeneración necesario en esta planta, es necesario saber la cantidad de biogás con la que se dispone:

En el laboratorio se obtuvo mediante los ensayos BMP, que el mayor rendimiento se obtuvo para el pretratamiento a 120°C durante 60 min en la codigestión anaerobia. Para este caso se obtuvo un rendimiento de metano de  $0,1719 \frac{m^3}{KgSV}$ , eso multiplicado por los  $\frac{Kg}{d}$  de SV (sólido volátil), se obtienen los  $\frac{m^3}{d}$  de metano, y sabiendo que esa cantidad se refiere al 62% de la totalidad del gas, se sabe que el 38% restante es dióxido de carbono, y la suma de ambos la cantidad total de gas producido.

Gráfica 3:

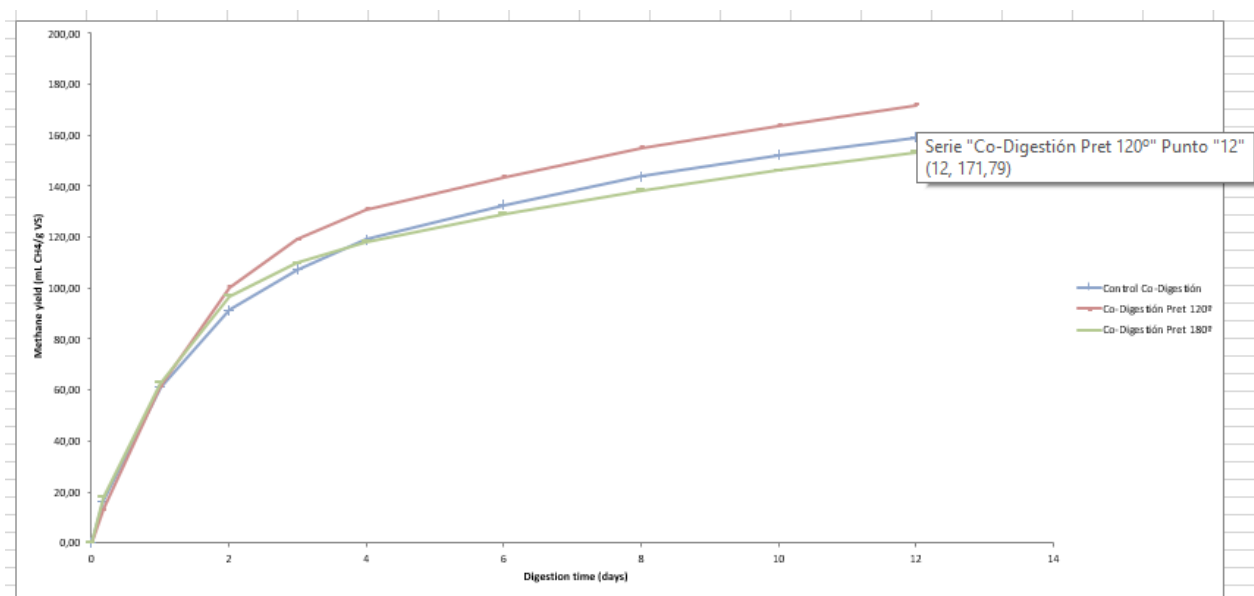


Tabla 8:

CH4 (m3/d)	947,6847
CO2 (m3/d)	580,839
Biogas (m3/d)	1528,524

Se busca un motor comercial que disponga de las características necesarias para este proceso:



## MOTORES DE COGENERACIÓN

MICROCOGENERACIÓN Y COGENERACIÓN DE MEDIA POTENCIA



Con esa cantidad de metano ( $947,68 \frac{m^3}{d}$ ) y sabiendo que su poder calorífico es de  $11500 \frac{Kcal}{m^3}$ , se obtiene la energía que se produce en la combustión del metano.

Tabla 21:

**MOTORES A BIOGÁS**

MODELO / POTENCIA	OEKO 45 BG	OEKO 60 BG	OEKO 80 BG	OEKO 100 BG	OEKO 115 BG	OEKO 170 BG
<b>Salida continua</b>						
Eléctrico kW	45	58	80	100	115	170
Térmico kW	72	82	107	127	181	207
Energía entrada kW	135	168	217	270	335	450
Tipo de motor	MAN E 0834 LE302	MAN E 0836 E312	MAN E 0836 LE202	MAN E 0836 LE202	MAN E 2876 TE302	MAN E 2876 LE302
Cilindros	4	6	6	6	6	6
Cilindrada	4580 cm <sup>3</sup>	6870 cm <sup>3</sup>	6870 cm <sup>3</sup>	6870 cm <sup>3</sup>	12820 cm <sup>3</sup>	12820 cm <sup>3</sup>
<b>Eficiencia</b>						
Generador (%) cos phi = 1	92,7	93,2	95,0	95,0	95,0	95,7
Eléctrico (%)	33,3	35,7	36,9	37,0	34,3	37,8
Térmico (%)	53,3	48,8	49,3	47,0	51,9	46,0
Total (%)	86,6	84,5	86,2	84,0	86,2	83,8
<b>Temperaturas</b>						
Salida máx °C	85	85	85	85	85	85
Entrada máx °C	70	70	70	70	70	70
Gases escape °C	180	180	180	180	180	180
<b>Dimensiones</b>						
L x Al x An (m)	1,8 x 1,0 x 1,7	2,0 x 1,0 x 1,7	2,2 x 1,0 x 1,7	2,2 x 1,0 x 1,7	3,2 x 1,1 x 1,7	3,3 x 1,1 x 1,7

MODELO / POTENCIA	OEKO 190 BG	OEKO 240 BG	OEKO 255 BG	OEKO 310 BG	OEKO 350 BG	OEKO 370 BG
<b>Salida continua</b>						
Eléctrico kW	190	240	255	310	350	370
Térmico kW	227	306	304	410	432	433
Energía entrada kW	490	620	657	853	922	946
Tipo de motor	MAN E 2876 LE302	MAN E 2848 LE322	MAN E 2848 LE322	MAN E 2842 LE312	MAN E 2842 LE312	MAN 2842 LE322
Cilindros	6	8 V	8 V	12 V	12 V	12 V
Cilindrada	12820 cm <sup>3</sup>	14620 cm <sup>3</sup>	14620 cm <sup>3</sup>	21930 cm <sup>3</sup>	21930 cm <sup>3</sup>	21930 cm <sup>3</sup>
<b>Eficiencia</b>						
Generador (%) cos phi = 1	95,7	95,3	95,3	96,3	96,3	96,3
Eléctrico (%)	38,8	38,7	38,8	36,3	37,9	39,1
Térmico (%)	46,3	49,4	46,3	48,1	46,8	45,8
Total (%)	85,1	88,1	85,1	84,4	84,7	84,9
<b>Temperaturas</b>						
Salida máx. °C	85	85	85	85	85	85
Entrada máx °C	70	70	70	70	70	70
Gases escape °C	180	180	180	180	180	180
<b>Dimensiones</b>						
L x Al x An (m)	3,3 x 1,1 x 1,7	3,5 x 1,4 x 1,7	3,5 x 1,4 x 1,7	3,8 x 1,4 x 2,0	3,8 x 1,4 x 2,0	3,8 x 1,4 x 2,0

Se selecciona el modelo OEKO 240BG es el que cumple con las especificaciones de este proceso.

Por tanto con ese tipo de motor se sabe que el 38,7% de la energía de entrada será energía eléctrica, el 49,4% será energía térmica de la cual parte será energía térmica de alta (alrededor el 55% de la energía térmica total, que servirá para aportar calor al proceso de hidrólisis), y el restante será energía térmica de baja (el restante de la energía térmica total, que servirá para aportar calor al digester). La energía sobrante serán las pérdidas (Ver tabla 17).

**Filtro prensa:**

Se selecciona el filtro prensa en función del caudal que debe de tratar en la planta, como es de alrededor de  $50 \frac{m^3}{d}$ , se selecciona el más pequeño.

Tabla 22:

DIMENSIONES GENERALES					
		TAMAÑOS NOMINALES			
		12" x 12"	14" x 14"	16" x 16"	24" x 24"
		30" x 30"	35,5" x 35,5"	40" x 40"	61" x 61"
ANCHO TOTAL DE LAS MASAS	A	34	42	45	71
ANCHO TOTAL DE LA BASE	B	44	70	70	61
ALTURA TOTAL	C	65	92	96	112
LONGITUD DEL BASTIDOR	D	65	150*/175**	150*/175**	200
*Con cierre manual: 150		Medidas en centímetros			
** Con cierre hidráulico: 175					
TABLA DE CARACTERÍSTICAS					
DATOS TÉCNICOS DE LOS FILTROS		TAMAÑOS NOMINALES			
		12" x 12"	14" x 14"	16" x 16"	24" x 24"
		30 x 30	35.5 x 35.5	40 x 40	61 x 61
NUMERO NORMAL DE PLATOS Durapol	Un.	9	17	17	17
NUMERO NORMAL DE MARCOS Durapol	Un.	5	16	16	16
AREA DE FILTRACION POR PLATO	m <sup>2</sup>	0.11	0.16	0.2	0.54
AREA DE FILTRACION TOTAL	m <sup>2</sup>	0.9	2.6	3.2	8.6
VOLUMEN DE TORTA POR MARCO	Litro	1.1	1.8	2.2	6.5
VOLUMEN TOTAL DE TORTA	Litro	8.8	29	35	109
TIPO DE CIERRE: MANUAL		X	X	X	
TIPO DE CIERRE: HIDRAULICO			X	X	X
FUERZA CIERRE HIDRAULICO	Ton.		15	15	30
PRESIÓN MÁXIMA BOMBA HIDRAULICA	Lb./Pulg. <sup>2</sup>		10000	10000	10000
PRODUCCION DE FILTRADO APROXIMADO					
• Agua con baja cantidad de sólidos	m <sup>3</sup> /hr.	2.2 - 4.5	6.3 - 12.6	7.0 - 21	20 - 40
• Aceite vegetal	m <sup>3</sup> /hr.	0.1 - 0.4	0.3 - 0.1	0.4 - 1.3	1.0 - 3.5
• Jugos de frutas no cítricas	m <sup>3</sup> /hr.	0.2 - 0.6	0.5 - 1.6	0.6 - 2.0	1.7 - 5.2
PRESION NORMAL DE BOMBEO DEL LIQUIDO	Lb./Pulg. <sup>2</sup>	20	30	30	30
PRESION MÁXIMA DE BOMBEO DE LIQUIDO	Lb./Pulg. <sup>2</sup>	40	60	60	60
PESO BRUTO APROXIMADO	Kg.	110	290	350	1100

Tendrá la capacidad de desecar un 30% de humedad de la torta.

## HOJAS DE ESPECIFICACIONES:

A continuación, las hojas de especificaciones de los principales equipos del proceso que se han diseñado.



Universidad de Valladolid

## HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR

REV.	0					JOB N°	1			
DATE	22/01/2017					UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS			
BY	S.H.M					CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID			
APPRV	S.P.E					LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)			
REV.										
	1	ITEM NUMBER	E-150			QUANTITY	1			
	2	SERVICE	CALENTAR/ENFRÍAR EL FLUIDO DE PROCESO							
	3	OPERATING CASE	CONDICIONES NORMALES							
	4	<b>TEMA Type</b>	F	Units	SHELL SIDE		TUBE SIDE			
	5	FLUID CIRCULATED	FLUIDO DE PROCESO			FLUIDO DE PROCESO		FLUIDO DE PROCESO		
	6	<b>FLOW</b>	<b>TOTAL.</b>	Normal (Máx.)	kg/h	1862,612		2153,609		
	7		Gas							
	8		Liquid			1862,612		2153,609		
	9		Steam							
	10		Incondensables							
	11		Vaporized or condensate							
	12		Steam or condensate							
	13	LIQUID DENSITY (Inlet/Outlet)		kg/m <sup>3</sup>	993,15	965,31	958,63	992,22		
	14	VISCOSITY-LIQUID (Inlet/Outlet)		cP	0,68484	0,314	0,283	0,653		
	15	MOLECULAR WEIGHT-GAS (Inlet/Outlet)								
	16	SPECIFIC HEAT (Inlet/Outlet)		J/g K	4,1793	4,2052	4,2152	4,1794		
	17	ENTHALPY (Inlet/Outlet)		KJ/Kg	157,17	377	417,5	167,62		
	18	THERMAL CONDUCTIVITY		W/m K	0,627	0,68	0,679	0,63		
	19	SURFACE TENSION		dyna/cm						
	20	<b>TEMPERATURE</b>	<b>INLET</b>	°C	37,5		100			
	21		<b>OUTLET</b>	°C	90		40			
	22	OPERATING PRESSURE (Normal, Inlet)		bar	1		1			
	23	ALLOWABLE PRESSURE DROP		bar	0,1		0,1			
	24	FOULING FACTOR		m <sup>2</sup> *K/kW	0,000125		0,000125			
	25	<b>DUTY</b>		KW	150,397					
	26	SURFACE OVERDESIGN		%	20					
	27	<b>DESIGN CONDITIONS</b>								
	28	PRESSURE		bar	2,8		2,8			
	29	TEMPERATURE		°C	120	22,6	130	25		
	30	<b>MATERIALS</b>								
	31	Shell and cover	ACERO INOXIDABLE	Tubes	ACERO INOXIDABLE					
	32	Floating head and cover	ACERO INOXIDABLE	Channel and cover	ACERO INOXIDABLE					
	33	Fixed tubesheet	ACERO INOXIDABLE	Floating tubesheet	ACERO INOXIDABLE					
	34	Wear plate	ACERO INOXIDABLE	Baffles	ACERO INOXIDABLE					
	35	Joint type	PVC	Gaskets	ACERO INOXIDABLE					
	36	CORROSION ALLOWANCE		Shell side	40 mm	Tube side	40 mm			
	37	NOZZLES		Shell side	Inlet	40 mm	Outlet	40 mm		
	38			Tube side	Inlet	40 mm	Outlet	40 mm		
	39	CODE REQUIREMENTS								
	40	<b>NOTES</b>								
	41	<b>1-PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)</b>								
	41									
	42									
	43									
	44									



Universidad de Valladolid

## HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR

REV.	0				JOB N°	1	
DATE	22/01/2017				UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	
BY	S.H.M				CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID	
APPRV	S.P.E				LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)	
REV.							
1	ITEM NUMBER	E-310			QUANTITY	1	
2	SERVICE	CALENTAR REACTOR CON LOS GASES DE ESCAPE DE M-610					
3	OPERATING CASE	CONDICIONES NORMALES					
4			Units				
5	FLUID CIRCULATED	AGUA Y GASES DE ESCAPE DE M-610			AGUA	VAPOR DE AGUA	
6	<b>FLOW</b>	<b>TOTAL.</b>	Normal (Máx.)	kg/h	229,03	229,03	
7	DENSITY			kg/m <sup>3</sup>	999,7	0,557	
8	VISCOSITY			cP	1,3059	0,013	
9	MOLECULAR WEIGHT-GAS						
10	SPECIFIC HEAT			J/g K	4,1952	2,019	
11	ENTHALPY			KJ/Kg	42,118	2716,6	
12	THERMAL CONDUCTIVITY			W/m K	0,58	0,026	
13	SURFACE TENSION			dyna/cm			
14	<b>TEMPERATURE</b>			°C	10	120	
15	OPERATING PRESSURE (Normal, Inlet)			bar	1	1	
16	ALLOWABLE PRESSURE DROP			bar	0,1	0,1	
17	FOULING FACTOR			m <sup>2</sup> *K/kW	0,000125	0,000125	
18	<b>DUTY</b>			KW	143,44		
19	SURFACE OVERDESIGN			%	20		
20	<b>DESIGN CONDITIONS</b>						
21	PRESSURE			bar	2,8	2,8	
22	TEMPERATURE			°C	5	150	
23	<b>MATERIALS</b>						
24	Shell	ACERO INOXIDABLE					
25							
26							
27							
28	Joint type	PVC	Gaskets	ACERO INOXIDABLE			
29	CORROSION ALLOWANCE	40 mm					
30	NOZZLES			Inlet	40 mm	Outlet	40 mm
31	CODE REQUIREMENTS						
32	<b>NOTES</b>						
33	<b>1-PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)</b>						
33							
34							
35							
36							



Universidad de Valladolid

## HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR

REV.	0				JOB N°	1	
DATE	22/01/2017				UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	
BY	S.H.M				CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID	
APPRV	S.P.E				LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)	
REV.							
1	ITEM NUMBER	E-420			QUANTITY	1	
2	SERVICE	ENFRÍAR EL FLUIDO DE PROCESO EN CASO DE QUE FALLE E-150					
3	OPERATING CASE	CONDICIONES NORMALES					
4	<b>TEMA Type</b>	F	Units	SHELL SIDE		TUBE SIDE	
5	FLUID CIRCULATED	FLUIDO DE PROCESO Y AGUA		FLUIDO DE PROCESO		AGUA	
6	<b>FLOW</b>	<b>TOTAL.</b>	Normal (Máx.)	kg/h	2153,60875	6434,86	
7		Gas					
8		Liquid			2153,60875	6434,86	
9		Steam					
10		Incondensables					
11		Vaporized or condensate					
12		Steam or condensate					
13	LIQUID DENSITY (Inlet/Outlet)		kg/m <sup>3</sup>	958,63	992,22	999,7	995,65
14	VISCOSITY-LIQUID (Inlet/Outlet)		cP	0,283	0,653	1,306	0,797
15	MOLECULAR WEIGHT-GAS (Inlet/Outlet)						
16	SPECIFIC HEAT (Inlet/Outlet)		J/g K	4,2152	4,1794	4,1952	4,1798
17	ENTHALPY (Inlet/Outlet)		KJ/Kg	417,5	167,62	42,118	125,82
18	THERMAL CONDUCTIVITY		W/m K	0,679	0,63	0,58	0,62
19	SURFACE TENSION		dyna/cm				
20	<b>TEMPERATURE</b>	<b>INLET</b>	°C	100		10	
21		<b>OUTLET</b>	°C	40		30	
22	OPERATING PRESSURE (Normal, Inlet)		bar	1		1	
23	ALLOWABLE PRESSURE DROP		bar	0,1		0,1	
24	FOULING FACTOR		m <sup>2</sup> *K/kW	0,000125		0,000125	
25	<b>DUTY</b>		KW			150,397	
26	SURFACE OVERDESIGN		%			20	
27	<b>DESIGN CONDITIONS</b>						
28	PRESSURE		bar	2,8		2,8	
29	TEMPERATURE		°C	130	25	60	5
30	<b>MATERIALS</b>						
31	Shell and cover	ACERO INOXIDABLE		Tubes	ACERO INOXIDABLE		
32	Floating head and cover	ACERO INOXIDABLE		Channel and cover	ACERO INOXIDABLE		
33	Fixed tubesheet	ACERO INOXIDABLE		Floating tubesheet	ACERO INOXIDABLE		
34	Wear plate	ACERO INOXIDABLE		Baffles	ACERO INOXIDABLE		
35	Joint type	PVC	Gaskets	ACERO INOXIDABLE			
36	CORROSION ALLOWANCE		Shell side	40 mm	Tube side	40 mm	
37	NOZZLES		Shell side	Inlet	40 mm	Outlet	40 mm
38			Tube side	Inlet	40 mm	Outlet	40 mm
39	CODE REQUIREMENTS						
40	<b>NOTES</b>						
41	<b>1-PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)</b>						
41							
42							
43							
44							








Universidad de Valladolid

## HOJA DE ESPECIFICACIONES BOMBAS

REV.	0				JOB N°	1	
DATE	22/01/2017				UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	
BY	S.H.M				CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID	
APPRV	S.P.E				LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)	
REV.							
1	1	ITEM NUMBER	P-140 A/B				
	2	SERVICE	IMPULSAR EL FLUIDO DE PROCESO DESDE EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO				
1	3	TYPE	CENTRÍFUGA				
	4	NO. OF PUMPS	2				
	5	IN OPERATION	1				
	6	SPARE	1				
1	7		MOTOR	2			
	8	DRIVER	TURBINE				
	9		OTHERS				
	10	LIQUID PUMPED	ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA				
	11	OPERATING CASE	NORMAL				
	12	PUMPING TEMPERATURE (T)	°C	37,5			
	13	VISCOSITY (@ T)	cP	0,6848			
	14	PRESSURE (@ T)	bar	1			
	15	DENSITY (@ T)	kg/m <sup>3</sup>	993,15			
	16						
	17	NORMAL CAPACITY	Kg/h	1862,61			
	18	DESIGN CAPACITY	Kg/h	2235,13			
	19	DISCHARGE PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	1,32		
	20	SUCTION PRESSURE Normal/Design	bar	1	1,2		
	21	DIFFERENTIAL PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	0,12		
1	22	DIFFERENTIAL HEAD Normal/Design	m	11,29	1,23		
	23	NPSH MINIMUM AVAILABLE Normal/Design	m	2,02	2,08		
	24	MAXIMUM SUCTION PRESSURE	bar	2,30			
1	25	SHUT-OFF PRESSURE	bar	3,73888	,(1)		
	26	DUTY (Continuous/Intermitent)	CONTINUO				
1	27	MINIMUM CIRCULATION FLOW	Kg/h	1117,57			
1	28	CORROSION OR EROSION DUE TO	FLUIDO DE PROCESO				
	29	SOLIDS IN SUSPENSION	SI				
1	30	HIDRAULIC POWER @ Design flow (W)	705,822				
1	31	CONSTRUCTION MATERIALS	CASE	ACERO INOXIDABLE			
	32		IMPELLER	ACERO INOXIDABLE			
	33		SHAFT	ACERO INOXIDABLE			
	34	<b>NOTES</b>					
1	35	1-PARA MÁS DETALLE VER APARTADO SELECCIÓN (EQUIPOS)					
	36						
	37						
	38						
	39						
	40						
	41						
	42						
	43						

				<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES BOMBAS</b>			
<b>Universidad de Valladolid</b>							
REV.	0			JOB N°	1		
DATE	22/01/2017			UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS		
BY	S.H.M			CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID		
APPR'V	S.P.E			LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)		
REV.							
1	ITEM NUMBER	P-430 A/B					
2	SERVICE	IMPULSAR EL FLUIDO DE PROCESO HASTA EL INTERCAMBIADOR					
1	3	TYPE	CENTRÍFUGA				
4	NO. OF PUMPS						2
5	IN OPERATION						1
6	SPARE						1
1	7	DRIVER	MOTOR		2		
8	TURBINE						
9	OTHERS						
10	LIQUID PUMPED	ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA					
11	OPERATING CASE					NORMAL	
12	PUMPING TEMPERATURE (T)		°C	100			
13	VISCOSITY (@ T)		cP	0,283			
14	PRESSURE (@ T)		bar	1			
15	DENSITY (@ T)		kg/m <sup>3</sup>	958,63			
16							
17	NORMAL CAPACITY		Kg/h	2153,61			
18	DESIGN CAPACITY		Kg/h	2584,33			
19	DISCHARGE PRESSURE Normal/Design		bar	1,1	1,32		
20	SUCTION PRESSURE Normal/Design		bar	1	1,2		
21	DIFFERENTIAL PRESSURE Normal/Design		bar	1,1	0,12		
1	22	DIFFERENTIAL HEAD Normal/Design	m	11,70	1,28		
23	NPSH MINIMUM AVAILABLE Normal/Design		m	2,08	2,15		
24	MAXIMUM SUCTION PRESSURE		bar	2,30			
1	25	SHUT-OFF PRESSURE	bar	3,73888	,(1)		
26	DUTY (Continuous/Intermitent)	CONTINUO					
1	27	MINIMUM CIRCULATION FLOW	Kg/h	1292,17			
1	28	CORROSION OR EROSION DUE TO	FLUIDO DE PROCESO				
29	SOLIDS IN SUSPENSION	SI					
1	30	HIDRAULIC POWER @ Design flow (W)	875,926				
1	31	CONSTRUCTION MATERIALS	CASE	ACERO INOXIDABLE			
32		IMPELLER	ACERO INOXIDABLE				
33		SHAFT	ACERO INOXIDABLE				
34	<b>NOTES</b>						
1	35	1-PARA MÁS DETALLE VER APARTADO SELECCIÓN (EQUIPOS)					
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							

				<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES BOMBAS</b>			
Universidad de Valladolid							
REV.	0			JOB N°	1		
DATE	22/01/2017			UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS		
BY	S.H.M			CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID		
APPR'V	S.P.E			LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)		
REV.							
1	ITEM NUMBER	P-540 A/B					
2	SERVICE	RECIRCULAR EL FLUIDO DE PROCESO					
1	3	TYPE	CENTRÍFUGA				
4	NO. OF PUMPS						2
5	IN OPERATION						1
6	SPARE						1
1	7		MOTOR		2		
8	DRIVER	TURBINE					
9		OTHERS					
10	LIQUID PUMPED	ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA					
11	OPERATING CASE					NORMAL	
12	PUMPING TEMPERATURE (T)	°C	35				
13	VISCOSITY (@ T)	cP	0,72				
14	PRESSURE (@ T)	bar	1				
15	DENSITY (@ T)	kg/m <sup>3</sup>	994,03				
16							
17	NORMAL CAPACITY	Kg/h	2153,61				
18	DESIGN CAPACITY	Kg/h	2584,33				
19	DISCHARGE PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	1,32			
20	SUCTION PRESSURE Normal/Design	bar	1	1,2			
21	DIFFERENTIAL PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	0,12			
1	22	DIFFERENTIAL HEAD Normal/Design	m	11,28	1,23		
23	NPSH MINIMUM AVAILABLE Normal/Design	m	2,07	2,14			
24	MAXIMUM SUCTION PRESSURE	bar	2,30				
1	25	SHUT-OFF PRESSURE	bar	3,74	,(1)		
26	DUTY (Continuous/Intermitent)	CONTINUO					
1	27	MINIMUM CIRCULATION FLOW	Kg/h	1292,17			
1	28	CORROSION OR EROSION DUE TO	FLUIDO DE PROCESO				
29	SOLIDS IN SUSPENSION	SI					
1	30	HIDRAULIC POWER @ Design flow (W)	814,648				
1	31	CONSTRUCTION MATERIALS	CASE	ACERO INOXIDABLE			
32		IMPELLER	ACERO INOXIDABLE				
33		SHAFT	ACERO INOXIDABLE				
34	<b>NOTES</b>						
1	35	1-PARA MÁS DETALLE VER APARTADO SELECCIÓN (EQUIPOS)					
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							

				<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES BOMBAS</b>			
Universidad de Valladolid							
REV.	0			JOB N°	1		
DATE	22/01/2017			UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS		
BY	S.H.M			CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID		
APPR'V	S.P.E			LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)		
REV.							
1	ITEM NUMBER	P-550 A/B					
2	SERVICE	SACAR EL FLUIDO DE PROCESO					
1	3	TYPE	CENTRÍFUGA				
4	NO. OF PUMPS	2					
5	IN OPERATION	1					
6	SPARE	1					
1	7		MOTOR	2			
8	DRIVER		TURBINE				
9			OTHERS				
10	LIQUID PUMPED	ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA					
11	OPERATING CASE	NORMAL					
12	PUMPING TEMPERATURE (T)	°C	35				
13	VISCOSITY (@ T)	cP	0,72				
14	PRESSURE (@ T)	bar	1				
15	DENSITY (@ T)	kg/m <sup>3</sup>	994,03				
16							
17	NORMAL CAPACITY	Kg/h	2153,61				
18	DESIGN CAPACITY	Kg/h	2584,33				
19	DISCHARGE PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	1,32			
20	SUCTION PRESSURE Normal/Design	bar	1	1,2			
21	DIFFERENTIAL PRESSURE Normal/Design	bar	1,1	0,12			
1	22	DIFFERENTIAL HEAD Normal/Design	m	11,28	1,23		
23	NPSH MINIMUM AVAILABLE Normal/Design	m	2,07	2,14			
24	MAXIMUM SUCTION PRESSURE	bar	2,30				
1	25	SHUT-OFF PRESSURE	bar	3,74	,(1)		
26	DUTY (Continuous/Intermitent)	CONTINUO					
1	27	MINIMUM CIRCULATION FLOW	Kg/h	1292,17			
1	28	CORROSION OR EROSION DUE TO	FLUIDO DE PROCESO				
29	SOLIDS IN SUSPENSION	SI					
1	30	HIDRAULIC POWER @ Design flow (W)	814,648				
1	31	CONSTRUCTION MATERIALS	CASE	ACERO INOXIDABLE			
32			IMPELLER	ACERO INOXIDABLE			
33			SHAFT	ACERO INOXIDABLE			
34	<b>NOTES</b>						
1	35	1-PARA MÁS DETALLE VER APARTADO SELECCIÓN (EQUIPOS)					
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							

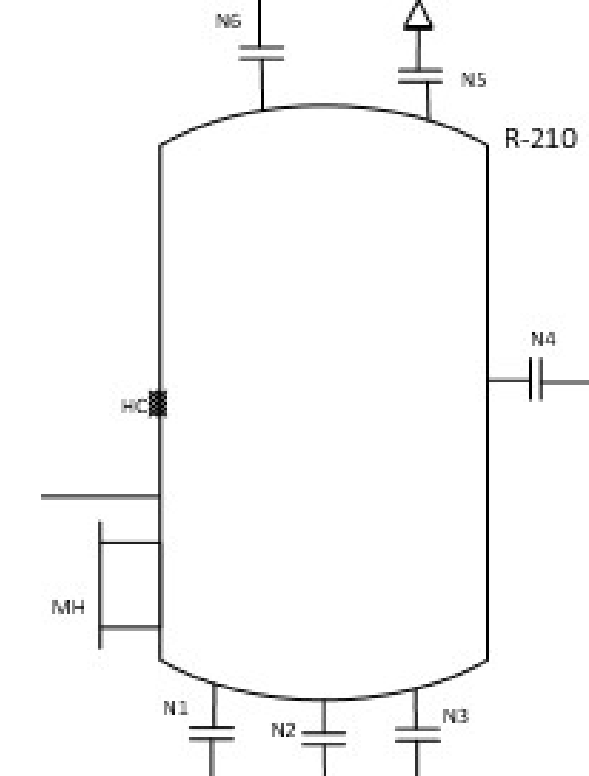


Universidad de Valladolid

# HOJA DE ESPECIFICACIONES REACTOR

REV.	0			JOB Nº	1
DATE	22-01-17			UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
BY	S.H.M			CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
APPRV	S.P.E			LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)

REV.		Item Number: 1	Quantity: 1	
2	Service:	REACTOR R-210		
3	Fluid:	ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA		
4	Volume	1,875 m <sup>3</sup>		
5	Diameter (ID)	1200 mm	Height (TL-TL)	1658 mm
6	Horizontal or Vertical	VERTICAL		
7	Demister	NO	ΔP	- bar
8		Thickness	- mm	
9		PRESSURE	bar	
10		Operating	Design	TEMPERATURE °C
11	Shell	7	8,8	120
12	Jacket	-	-	-
13	Coil	-	-	-
14		MATERIAL	CORR. ALLOW.	
15	Shell	ACERO INOXIDABLE	3 mm	
16	Heads	ACERO INOXIDABLE	3 mm	
17	Jacket	-	- mm	
18	Coil	-	- mm	
19	Demister	-	- mm	
20	Thickness mechanical	Thickness:		150 mm
21	Internal liner	-		Thickness: - mm
22	Heads type	ELIPSOIDAL		
23	Code	ASME		
24	Liquid height	-	mm	
25	Specific Gravity			
26	Steam Out conditions			
27	Stress Relieve for Process Reasons			
28	Minimum Elevation (BTL to Grade)	(1)		
29	Insulation: HC Type			
30	Thickness	40		mm
31	Radiograph	-		
32				
33	NOZZLES			
34	Mark Nº	Quantity	Size mm	Service
35	N1	1	40	ENTRADA DE VAPOR
36	N2	1	40	DRENAJE
37	N3	1	40	ENTRADA FLUIDO DE PROCESO
38	N4	1	40	SALIDA FLUIDO DE PROCESO
39	N5	1	3	ENTRADA AL TRANSMISOR DE PRESIÓN
40	N6	1	3	ENTRADA VÁLVULA DE SEGURIDAD
41	MH	1	500	HUECO DE HOMBRE PARA LIMPIEZA
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				



<b>NOTES</b>
(1) Mínimo por razones de proceso
PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)

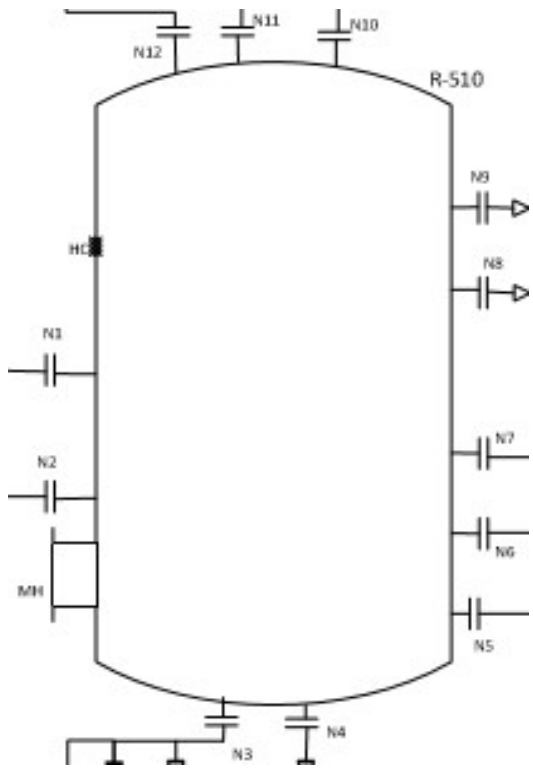


Universidad de Valladolid

# HOJA DE ESPECIFICACIONES BIODIGESTOR

REV.	0					JOB Nº	1
DATE	22-01-17					UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
BY	S.H.M					CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
APPRV	S.P.E					LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)

REV.		Item Number: 1	Quantity: 1
	1	Service: REACTOR	R-510
	2	Fluid: ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA	
	3	Volume 1614,8	m <sup>3</sup>
	4	Diameter (ID) 12000 mm	Height (TL-TL) 14278 mm
	5	Horizontal or Vertical	VERTICAL
	6	Demister NO	ΔP - bar Thickness - mm
	7		
	8		
	9		
	10	PRESSURE bar	TEMPERATURE °C
	11	Operating	Design
	12	Operating	Design
	13	Shell 1	2,8 35 65
	14	Jacket -	- - - -
	15	Coil -	- - - -
	16	MATERIAL	CORR. ALLOW.
	17	Shell ACERO INOXIDABLE	3 mm
	18	Heads ACERO INOXIDABLE	3 mm
	19	Jacket -	- mm
	20	Coil -	- mm
	21	Demister -	- mm
	22	Thickness mechanical	Thickness: 500 mm
	23	Internal liner -	Thickness: - mm
	24	Heads type ELIPSOIDAL	
	25	Code ASME	
0	26	Liquid height -	mm
	27	Specific Gravity	
	28	Steam Out conditions 1 bar	35 °C
	29	Stress Relieve for Process Reasons	
	30	Minimum Elevation (BTL to Grade)	(1)
	31	Insulation: HC Type	
0	32	Thickness 80	mm
	33	Radiograph -	
	34	NOZZLES	
	35	Mark Nº	Quantity Size mm Service
	36	N1	1 40 ENTRADA DE LA ALIMENTACIÓN
	37	N2	1 40 SALIDA AGUA ENCAMISADO
	38	N3	1 40 CORRIENTE DE SALIDA
	39	N4	1 40 DRENAJE
1	40	N5	1 40 CORRIENTE DE ENTRADA RECIRCULACIÓN
1	41	N6	1 3 CONTROL BOMBAS
1	42	N7	1 40 ENTRADA AGUA ENCAMISADO
1	43	N8	1 3 CONTROL DE NIVEL
1	44	N9	1 3 CONTROL DE NIVEL
1	45	N10	1 40 CORRIENTE SALIDA DE BIOGÁS
1	46	N11	1 3 CONTROL DE PRESIÓN
	47	N12	1 3 VÁLVULA DE SEGURIDAD
	48	MH	1 500 HUECO DE HOMBRE PARA LIMPIEZA
	49		
	50		
	51		
	52		
	53		
	54		
	55		
	56		



<b>NOTES</b>	
(1)	<b>Mínimo por razones de proceso</b>
	<b>PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)</b>

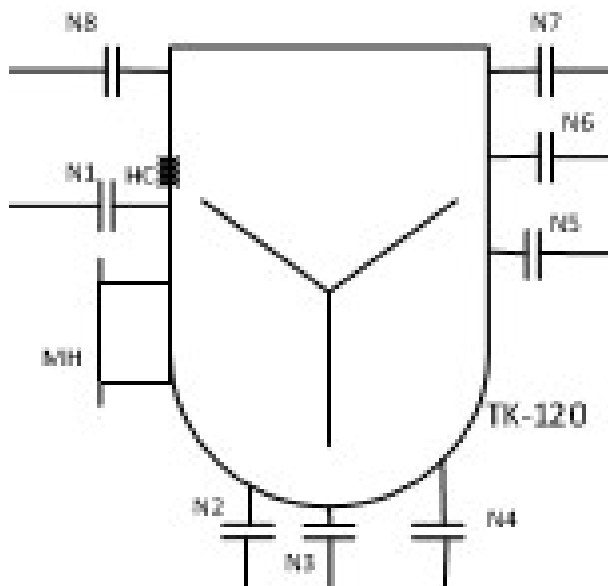


Universidad de Valladolid

# HOJA DE ESPECIFICACIONES TANQUE DE ALMACENAMIENTO

REV.	0	JOB N°	1
DATE	22/01/2017	UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
BY	S.H.M	CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
APPR'V	S.P.E	LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA)

REV.	Item Number: TK-120 Quantity: 1		
2	Service: MEZCLA CORRIENTES ALIMENTACIÓN		
3	Fluid: ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ INDUSTRIAL DISUELTU EN AGUA		
4	Capacity: Nominal	2	m <sup>3</sup>
5	Net	2,5	m <sup>3</sup>
6	Diameter (ID)	700	mm
	Height	5413	mm
7	PRESSURE	Operating	1 bar
8	IN TANK	Design	2,8 bar
9	Vacuum Des.		
10	TEMPERATURE	Operating	10 °C
11	IN TANK	Design	50 °C
12	COIL	Operating Pressure	bar g
13		Operating Temp.	°C
14		Design Pressure	bar g
15		Design Temperature	°C
16		Nominal Diameter	inch
17	Length		m
18	MATERIAL		CORR. ALLOW.
19	Shell / Roof	ACERO INOXIDABLE	3 mm
20	Cladding	ACERO INOXIDABLE	3 mm
21	Coil	ACERO INOXIDABLE	3 mm
22			
23	Type:	<input type="checkbox"/> Conical Roof	<input type="checkbox"/> Floating Roof
24		<input type="checkbox"/> API	<input type="checkbox"/> Refrigerated
25	Bottom	<input checked="" type="checkbox"/> Flat	
26		<input type="checkbox"/> Conical Pointing Downwards	
27		<input type="checkbox"/> Conical Pointing Upwards	
28	Code:	API Std. 620	
29	Stress Relieve for Process reasons:		
30	Insulation: Type	HC	
31	Thickness	50 mm	



32	NOTES	NOZZLES			
		Mark N°	Quantity	Size mm	Service
33	1 PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)	N1	1	40	ENTRADA RECIRCULACIÓN
34		N2	1	40	SALIDA CORRIENTE
35		N3	1	40	ALIMENTACIÓN DE VAPORES
36		N4	1	40	DRENAJE
37		N5	1	3	CONTROL DE NIVEL
38		N6	1	3	CONTROL DE NIVEL
39		N7	1	40	ALIMENTACIÓN RESIDUO CAFÉ
40		N8	1	40	ALIMENTACIÓN ALGAS
41		MH	1	500	LIMPIEZA
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					

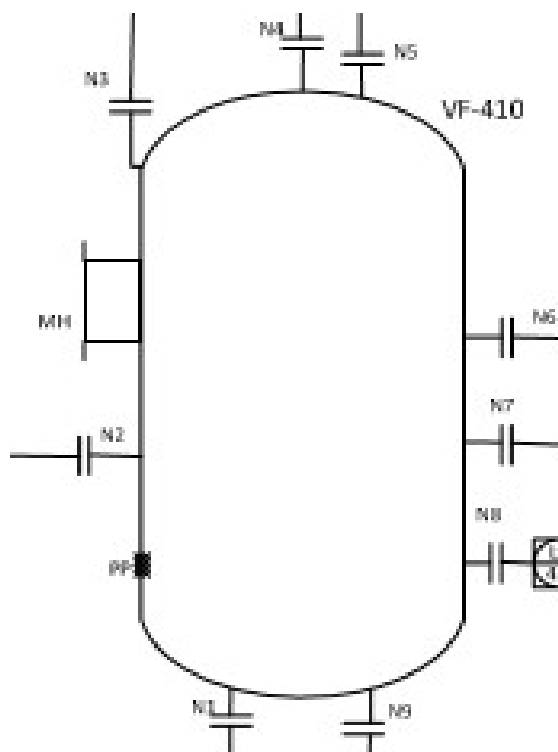


Universidad de Valladolid

# HOJA DE ESPECIFICACIONES FLASH

REV.	0	JOB Nº	1
DATE	22/01/2017	UNIT	PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
BY	S.H.M	CLIENT	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
APPR'V	S.P.E	LOCATION	CHICLANA (CÁDIZ, ESPAÑA).

REV.	0
1	Item Number: VF-410 Quantity: 1
2	Service: FLASH
3	Fluid: ALGAS Y RESIDUO DE CAFÉ DISUELTOS EN AGUA
4	Volume 30 m <sup>3</sup>
5	Diameter (ID) 1748 mm Height (TL-TL) 4614 mm
6	Horizontal or Vertical Vertical
7	Demister Δ P bar Thickness mm
8	
9	PRESSURE bar g TEMPERATURE °C
10	Operating Design Operating Design
11	Shell 1 2,8 100 30
12	Jacket
13	Coil
14	
15	MATERIAL CORR. ALLOW.
16	Shell ACERO INOXIDABLE 3 mm
17	Heads ACERO INOXIDABLE 3 mm
18	Jacket
19	Coil
20	Demister
21	
22	Mecanical Thickness: 150 mm
23	Heads type
24	Code
25	Liquid height 220,7 mm
26	Specific Gravity
27	Steam Out conditions 1 bar @ 100 °C
28	Stress Relieve for Process Reasons
29	Minimum Elevation (BTL to Grade) -1
30	Insulation: Type PP
31	Thickness 30 mm
32	Radiograph
33	
34	NOZZLES
35	Mark Nº Quantity Size mm Service
36	N1 1 40 CORRIENTE DE SALIDA
37	N2 1 40 CORRIENTE ALIMENTACIÓN
38	N3 1 3 VÁLVULA DE SEGURIDAD
39	N4 1 3 CONTROL DE PRESIÓN
40	N5 1 40 SALIDA VAPOR
41	N6 1 3 CONTROL DE NIVEL
42	N7 1 3 CONTROL DE NIVEL
43	N8 1 3 CONTROL BOMBAS
44	N9 1 40 DRENAJE
45	MH 1 500 HUECO DE HOMBRE PARA LIMPIEZA
46	
47	
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	



## NOTES

(1) Mínimo por razones de proceso

PARA MÁS DETALLE VER LA SECCIÓN DISEÑOS (EQUIPOS)





Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



## SEGURIDAD

Para el estudio de la seguridad de la planta, se hace un análisis HAZOP y un análisis DOW.

### HAZOP

HAZOP (Hazard and operability, en castellano AFO - Análisis Funcional de Operatividad) es una metodología con la finalidad de detectar las situaciones de inseguridad en plantas industriales debida a la operación o los procesos productivos de estas.

Para la realización del HAZOP, se ha dividido la planta en “líneas” (secciones), y se ha hecho un estudio en cada una de ellas aplicando las palabras guía (poco/nada, mucho flujo, temperatura, etc...), y con ello se han analizado las causas, las consecuencias y las acciones a realizar en caso de que se produjera el fallo correspondiente. Las líneas se han nombrado según el P&ID (zona de TK-120 es línea 1, línea 2 por la zona de R-210, línea 4 por la zona que comprende VF-410, línea 5 comprende R-510, línea 6 M-610, y la línea 3, por la zona del filtro prensa F-560).

El HAZOP se ha hecho conjuntamente con el P&ID, por ello se han tomado en cuenta ciertas consideraciones, como el hecho de implantar una fuente externa de abastecimiento de biogás, por si hubiera algún fallo y se produjera una carencia de este en la línea, y a causa de ello no pudiera calentarse el reactor de pretratamiento. También serviría para arrancar el proceso, ya que en la puesta en marcha, no se ha producido aún biogás y no se llevaría a cabo el pretratamiento térmico por la falta de este.

Otra consideración al realizar el HAZOP, es el incluir en la instalación el intercambiador E-420 por si hubiera algún fallo previo, que la entrada al digestor sea con la temperatura requerida, ya que si no se enfría de los 100°C a los 40°C, no se podría llevar a cabo la digestión anaerobia en esas condiciones.



Además la planta contará de un generador con autonomía para abastecer la planta durante dos días en caso de que haya un fallo eléctrico, para no parar el proceso.

Para más detalle ver “HAZOP” en anexo.

## MÉTODO DOW

El método DOW es una herramienta para la evaluación objetiva paso a paso de la posibilidad real de un incendio, explosión y reactividad de equipos de proceso y su contenido en la industria química. Su propósito es servir como guía para seleccionar el método de protección contra incendios adecuado y ofrecer información clave para ayudar a evaluar el riesgo general de incendio y explosión.

Se ha tenido en cuenta para este análisis el digestor y el motor de cogeneración, ya que es la parte más crítica en cuanto un análisis de explosiones y reactividad.



INDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSION		Complejo de	FECHA
De acuerdo con la 6a Edición, Mayo 1987.			27/01/2017
Pianta	Unidad de proceso	Evaluado por	REVISADO POR
Biomasa algal como fuente de energía para la producción de metano via co-digestión anaerobia	Digestor-motor de cogeneración	S.H.M	S.P.E
<b>PRODUCTOS Y PROCESOS</b>			
PRODUCTOS EN LA UNIDAD DE PROCESO			
Algas, café, agua y metano			
TIPO DE OPERACION		PRODUCTO(S) BASE PARA EL FACTOR MATERIAL	
<input type="checkbox"/> ARRANQUE <input type="checkbox"/> PARADA <input checked="" type="checkbox"/> OPERACION NORMAL		Metano	
<b>FACTOR MATERIAL</b> (Ver Tabla I or Apéndices A o B) (Ver Requisitos cuando la temperatura es mayor de 60°C)			<b>16</b>
<b>1.- RIESGOS GENERALES DEL PROCESO</b>			
FACTOR BASE		PENALIZACION	VALOR USADO
A. REACCIONES QUIMICAS EXOTERMICAS (FACTOR .30 A 1.25)		1.00	1
B. PROCESOS ENDOTERMICOS (FACTOR .20 A .40)			
C. MANEJO Y CONDUCCION DE PRODUCTOS (FACTOR .25 A 1.05)			
D. UNIDADES ENCERRADAS O CUBIERTAS (FACTOR .25 A .90)			0.25
E. ACCESOS		0.35	0.35
F. DRENAJES Y CONTROL DE DERRAMES (.25 A .50)		0 Gals.	0.25
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F1)			1.85
<b>2.- RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO</b>			
FACTOR BASE		PENALIZACION	VALOR USADO
A. MATERIAL(ES) TOXICOS (FACTOR .20 A .80)		1.00	1
B. PRESION SUB-ATMOSFERICA (<500 mmHg)		0.50	
C. OPERACION CERCA O DENTRO DE LIMITES DE INFLAMAB <input type="checkbox"/> Invertido <input type="checkbox"/> No Invertir			
1. GRUPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS INFLAMABLES		0.50	
2. PROBLEMA DE PROCESO O FALLO DE PURGA		0.30	0.3
3. SIEMPRE EN EL INTERVALO DE INFLAMABILIDAD		0.60	
D. EXPLOSION DE POLVO (FACTOR .25 A 2.00) (VER TABLA II)			
E. PRESION (VER FIGURA 2) Pres. Oper. = Pres. Alvo. =			0.2
F. BAJA TEMPERATURA (FACTOR .20 A .30)			
G. CANTIDAD DE PRODUCTO INFLAMABLE O INESTABLE: Cantidad = ΔH <sub>com</sub>			
1.- LIQUIDOS, GASES & PRODUCTOS REACTIVOS EN PROCESO (Fig. 3)			2
2. LIQUIDOS O GASES EN ALMACENAMIENTO (VER FIGURA 4)			
3. SOLIDOS COMBUSTIBLES EN ALMAC. POLVO EN PROCESO (Fig. 5)			
H. CORROSION Y EROSION (FACTOR .10 A .75)			0.1
I. FUGAS, JUNTAS Y CIERRES (FACTOR .10 A 1.50)			0.1
J. USO DE CALENTADORES CON LLAMA (VER FIGURA 6)			
K. SISTEMAS DE ACEITE TERMICO (FACTOR .15 A 1.15) (VER TABLA III)			
L. EQUIPO ROTATIVO		0.50	0.5
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO (F2)			4.2
FACTOR DE RIESGO DE LA UNIDAD (F1 * F2 = F3)			7.77
INDICE DE FUEGO Y EXPLOSION (F3 * MF = F&E;I)			124.32
RADIO DE EXPOSICION			31,82 m

El Factor material es 16 por tratarse de metano (Tabla 22).

Tabla 23:

	<sup>2</sup> T <sub>a</sub> °K	<830	<sup>4</sup> 830 - 935	<sup>3</sup> 935 - 1010	1010 - 1080	>1080
		Pico °C DTA/DSC	>400	305 - 400	215 - 305	125 to 215
	N <sub>FPA 325M</sub>	N <sub>i</sub> = 0	N <sub>i</sub> = 1	N <sub>i</sub> = 2	N <sub>i</sub> = 3	N <sub>i</sub> = 4
<sup>1</sup> No Combustible	N <sub>i</sub> = 0	1	14	24	29	40
T <sub>i</sub> > 60°C	N <sub>i</sub> = 1	4	14	24	29	40
T <sub>i</sub> > 37,8°C < 60°C	N <sub>i</sub> = 2	10	14	24	29	40
T <sub>i</sub> < 37,8°C T <sub>e</sub> > 37,8°C	N <sub>i</sub> = 3	15	15	24	29	40
T <sub>i</sub> < 37,8°C T <sub>e</sub> < 37,8°C	N <sub>i</sub> = 4	21	21	24	29	40
Polvo o vapor combustible						
ST-1		16	16	24	29	40
ST-2		21	21	24	29	40
ST-3		24	24	24	29	40
Sólidos combustibles						
<sup>5</sup> Denso > 40 mm espesor		4	14	24	29	40
<sup>6</sup> Abierto < 40 mm espesor		10	14	24	29	40
<sup>7</sup> Espuma		16				
Espuma expandida		21				

Para el cilindro de ensayo de Hartmann ST-1 corresponde a 513,2 Kg/cm<sup>2</sup>. seg. (7300 psi/seg.) y valores inferiores mientras ST-3 corresponde a valores de 1546,6 Kg/cm<sup>2</sup>. seg. (22.000 psi/seg.) y superiores.

El ST corresponde a la presión, como la presión es baja, se considera ST-1, para un vapor combustible.

Con todo lo anterior, el índice de fuego y explosión obtenido es: FEI=124,32, por lo tanto se considera que la planta tiene un riesgo intermedio:

Tabla 24:

Riesgo	FEI
Ligero	1 a 60
Moderado	61 a 96
Intermedio	97 a 127
Importante	128 a 158
Grave	Más de 159

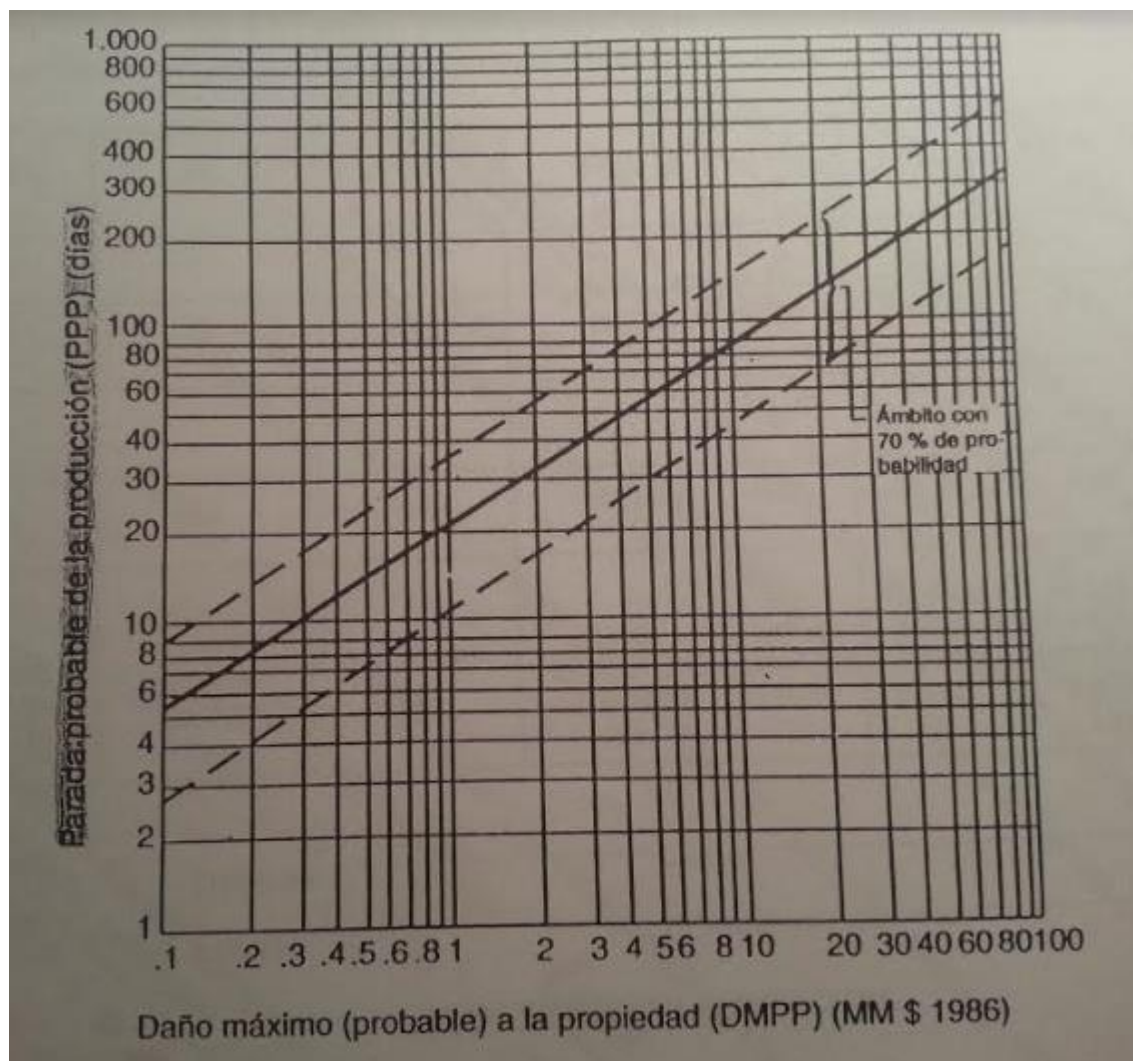
Radio de exposición (m)=0.256\*FEI

MDPP: "Máximo daño probable a la propiedad"

MDPP=0,82\*Valor inicial de la instalación=4,614 M€ es la cantidad de dinero que costaría en caso de producirse un accidente.

PPP: "Período probable de parada" Para obtener este valor miramos en la siguiente gráfica:

Gráfica 5:



PPP=25 días de parada en caso de producirse un accidente.



LC: “Lucro cesante” (Pérdidas de negocio por interrupción”)

$LC = 0,7 * PPP * \frac{\text{Valor anual de producción}}{PPP} = 0,296 \text{ M€}$  pérdidas económicas por la parada de la producción.

PPT: “Pérdidas probables totales”

$PPT = MDPP + LC = 4,909 \text{ M€}$  (obtenido por el conjunto de pérdidas que tendría la planta en caso de accidente).

Por lo tanto y en base a todo lo anterior, aunque haya un riesgo (intermedio) por tratarse de una planta de producción de energía, basada en una combustión, la planta es viable aunque tendrán que tomarse las medidas pertinentes para evitar accidentes y daños, cuantificados en los datos económicos anteriores.

Tras realizar un análisis HAZOP y DOW al proceso, y en vista de los resultados obtenidos, la planta es viable.



## IMPACTO AMBIENTAL

### BALANCE DE ENERGÍA

Este proyecto está ligado directamente a cuestiones medio ambientales, ya que su principal objetivo es la producción de energía mediante el uso de recursos naturales (algas) y el aprovechamiento de un residuo industrial (residuo de café). De esta manera se produce una energía limpia y barata, que sirve tanto como para producir electricidad que se pueda vender, como energía térmica que sirva para abastecer el proceso y reducir los consumos energéticos de la planta.

### REDUCCIÓN DE LOS GASES DEL INVERNADERO

Tanto en la digestión anaerobia como en la combustión del metano, se produce  $\text{CO}_2$ , sin embargo, como ya se ha indicado en apartados anteriores, esta corriente puede dirigirse de nuevo al cultivo de algas que se usará en la EDAR del proceso previo.

Si por algún motivo necesita liberarse este dióxido de carbono a la atmósfera, habrá que tener en cuenta no superar los límites permitidos.

España es uno de los países participantes en el Protocolo de Kioto, por lo que se compromete a reducir sus emisiones de  $\text{CO}_2$  al año. La idea principal de este protocolo es reducir las emisiones de  $\text{CO}_2$  en todo el mundo, por lo que los países menos desarrollados pueden vender sus "créditos de carbono" a otros países que los necesiten. En menor escala, cada industria compra sus créditos de carbono, comprometiéndose a no exceder esos límites. Si esta planta en algún momento excede de esos límites, se debe llevar a cabo métodos de eliminación de  $\text{CO}_2$ , o por absorción o por adsorción.

Algunos de los métodos posibles:

- Adsorción de cambio de presión (PSA).





- Separación criogénica.
- Quimisorción.
- Ciclo de calcinación / carbonatación.

## Legislación aplicable:

### EUROPA:

- Directiva 84/360 / CEE, relativa a la lucha contra la contaminación atmosférica procedente de instalaciones industriales (DOCE L 188 de 16/7/84).
- Directiva 93/76 / CEE, refiriéndose al límite de las emisiones de CO<sub>2</sub> por mejorar la eficiencia energética (DOCE L 237, de 22.9.93).
- Directiva 1999/13 / CE sobre el límite de las emisiones de COV (DOCE L 85/1 de 29/3/1999).

### ESPAÑA:

- Ley 38/1972, de protección ambiental atmosférica (BOE nº309, de 26/12/72).
- Orden ministerial de 18/10/76 de prevención y corrección del ambiente atmosférico (BOE nº290, de 3/12/76). Y las reformas de este de 25/2/80 y 22/10/81.

## RECICLAJE DE LOS NUTRIENTES

El digestato es otro producto obtenido en la digestión anaerobia, que como ya se ha dicho en apartados anteriores, por su composición y propiedades se puede utilizar en el cultivo de algas del proceso previo, o bien puede aprovecharse como fertilizante en otros cultivos.



## CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS AUXILIARES

El consumo de los servicios auxiliares, será únicamente el agua que se utilizará en el evaporador E-310, y en caso de necesitarlo, en el intercambiador E-420. Recurrir a una fuente externa de biogás sería únicamente cuando se parase la fábrica y hubiera que arrancarla, o en el caso de que hubiese un error en la línea. Por lo tanto, salvo casos excepcionales, la planta sólo consumiría el agua del evaporador.

Las materias primas no serán un problema medio ambiental, sino todo lo contrario, se revalorizan las algas y el residuo industrial de café que normalmente se deshecha.

Cualquier industria causa un impacto visual ya directamente en el ambiente, será necesario pintar su fachada exterior con colores que vayan acorde con el medio en el que se encuentra.

Con todo lo anterior se puede concluir que el impacto ambiental de esta planta es mínimo, además de conseguir desplazar a la sociedad hacia el uso de combustibles fósiles finitos de esta manera.



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



## BALANCE ECONÓMICO:

El balance económico está dividido en varias partes:

1)

La cantidad de inóculo requerida, vendrá dada por los KgSV dentro del digestor

Concentración dentro del digestor	
KgSV/m <sup>3</sup>	10
KgSV	2544,0354
Precio inóculo	
€/KgSV	5
€	12720,177
MM€	0,01272018

El inóculo sólo se compra una vez, ya que aunque se pierda parte con el digestato, se produce inóculo en la digestión anaerobia, obteniendo por lo tanto con ello, un balance neto de este.

Total Investment Cost:	5,5127202	MM€		
Subvenciones :	0	MM€	0	Porcentaje sobre TIC
I+D / Ing. Basica:	0,1653816	MM€	0,03	Porcentaje sobre TIC
Capital Circulante:	0,275636	MM€	0,05	Porcentaje sobre TIC
Tiempo Amortización :	10	años		
Amortización anual :	0,55	MM€/año		

El coste de la planta (con todos los equipos y servicios auxiliares que lleva cada uno de ellos) es de 5,512 millones de euros, es la inversión inicial. Para obtener



este valor, se ha realizado una simulación mediante el programa Aspen Plus, y se ha obtenido este valor que supondría el coste de todos los equipos y el de arrancada de la planta. El coste de las materias primas es de 0,013 MM€, considerando como materia prima únicamente el inóculo, ya que en el peor de los casos no se pagaría nada por el residuo industrial de café ni las algas, toda gestión de residuos conlleva un gasto económico por quién lo desecha, hacia quién lo gestiona.

$$TIC=5,5125 \text{ MM€}$$

$$I+D=0,03 \cdot TIC$$

$$\text{“Capital circulante”} = 0,05 \cdot TIC$$

Se estima que el tiempo de amortización son 10 años, de esta manera el año de devolución es  $\frac{TIC}{10} = 0,55 \text{ MM € / año}$ .

2)

Compuesto	Flujo kg/h y KJ/h	Precio €/kg y €/kJ	MM€	Operación :	8400	h/año					
1	-	-	0,013	Mat.prima							
2	735280,602	0,001	6,176	E.Eléctrica							
											(Para 10 años)
											Sueldo limpieza 144000 1persona
											Sueldo operarios 648000 3personas
											Sueldos total 792000
<b>B1. Ventas</b>			MM€ 6,176								
<b>B2. Costes</b>			1,060								
	<b>Variables</b>		0,138								
		Materias Primas :	0,013								
		Producción:	0,001	0,10							Porcentaje sobre costes
		Estruct. & Comercial :	0,12352714	0,02							Porcentaje sobre ventas
	<b>Fijos</b>		0,922								
		Personal:	0,792								
		Gastos generales:	0,014	0,1							Porcentaje sobre costes variables
		Patentes:	0,1162544	0,02							Porcentaje sobre activo fijo

Para el tipo de proceso que es, se considera que con una persona para la limpieza, y tres operarios es suficiente.

Como materia prima únicamente hay el inóculo, y la energía eléctrica será lo que se comercializará como ventas para obtener beneficio económico.



El compuesto 1 no tiene flujo y precio, ya que se refiere al coste únicamente inicial del inóculo.

Se estima las h/año que la planta está funcionando, de la siguiente manera:

$350 \text{ días} * 24 \text{ horas} / \text{ día} = 8400 \text{ horas al año}$ , la planta cierra dos semanas para limpiar.

El compuesto 2 es el flujo de energía eléctrica en KJ/h que se obtiene en el motor de cogeneración, que multiplicados por el precio y la operación h / año, se obtienen esas ventas de 6,176 MM €. Por lo que "B1.Ventas" se refiere únicamente al compuesto 2.

"B2.Costes" se obtiene por la suma de los costes variables y los costes fijos.

Costes variables: Se obtienen por la suma de materias primas, producción y estructura y comercio.

-Materias primas: 0,013 MM €.

-Producción:  $0,1 * \text{Materias primas}$ .

-Estructura y comercio:  $0,02 * \text{Ventas}$ .

Costes fijos: Se obtienen por la suma de gastos generales, personal y patentes.

-Personal: Se obtiene por la suma del salario de trabajadores asalariados y de limpieza.

Trabajadores salarios:  $1800 \text{ €} * 12 \text{ meses} * 3 \text{ personas} * 10 \text{ años} = 648000 \text{ €}$

Salarios de limpieza:  $1200 \text{ €} * 12 \text{ meses} * 1 \text{ personas} * 10 \text{ años} = 144000 \text{ €}$

-Gastos generales:  $0,1 * \text{Costes variables}$

-Patentes: Se obtienen por la suma de "Capital inmovilizado", y se multiplican por 0,02.



3)

Descripción (MM€)	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A1. Capital Inmovilizado	0,30	2,76	2,76								
A2. Capital Circulante			0,28								
<b>A. FI - Fondos Invertidos</b>	<b>-0,30</b>	<b>-2,76</b>	<b>-3,03</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
B1. Ingresos por Ventas			6,18	6,18	6,18	6,18	6,18	6,18	6,18	6,18	6,18
B2. Costes			-1,06	-1,06	-1,06	-1,06	-1,06	-1,06	-1,06	-1,06	-1,06
<b>B. Margen Bruto</b>			<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>	<b>5,12</b>
C1. Amortización			-0,55	-0,55	-0,55	-0,55	-0,55	-0,55	-0,55	-0,55	-0,55
<b>C. BAI - Beneficio antes de Impuestos</b>			<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>	<b>4,57</b>
D1. Impuestos			-1,48	-1,48	-1,48	-1,48	-1,48	-1,48	-1,48	-1,48	-1,48
<b>D. BDI - Beneficio después de Impuestos</b>			<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>	<b>1,60</b>
<b>E. FGO - Fondos Generados por las operaciones</b>	<b>-0,30</b>	<b>-2,76</b>	<b>0,06</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>	<b>3,09</b>
<b>F. FGO-R - Movimiento de Fondos Cash Flow Acumulado</b>	<b>-0,30</b>	<b>-3,06</b>	<b>-3,00</b>	<b>0,09</b>	<b>3,18</b>	<b>6,27</b>	<b>9,36</b>	<b>12,45</b>	<b>15,54</b>	<b>18,63</b>	<b>21,72</b>
SI VAN>0 la planta es viable economicamente	<b>VAN: 11,50 MME</b>										
	<b>TIR: 59%</b>										

Finalmente se ha realizado el cálculo del VAN (Valor actual neto). La metodología consiste en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Dicha tasa de actualización (k) o de descuento (d) es el resultado del producto entre el coste medio ponderado de capital (CMPC) y la tasa de inflación del periodo. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado, y en este caso así es, se ha obtenido un valor positivo, lo que indica que la planta es viable económicamente.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

$V_t$  representa los flujos de caja en cada periodo t.

$I_0$  es el valor del desembolso inicial de la inversión.

$n$  es el número de periodos considerado.

$k$  es el tipo de interés.

Para la determinación del VAN, ha sido necesario calcular lo siguiente:



"A1.Capital inmovilizado": En el año 0, los costes son 0,3 MM € para pagar a los ingenieros que diseñan el proceso, después los 5,5125 MM € de inversión total se dividen en dos años, pagando 2,76 MM € por año.

"A2.Capital circulante": Se estimará como  $2,76 * 0,1$ , es un valor pequeño porque para este proceso no es muy necesario.

"A.FI-Fondos invertidos": Es la suma de "A1.Capital inmovilizado" y "A2.Capital circulante".

"B.Margen bruto": Es la suma de las ventas y los costes.

"C.BAI-Beneficio antes de impuestos": Es la suma de "C1.Amortización" y "B.Margen bruto".

"D.BDI-Beneficio después de impuestos": "C.BAI-Beneficio antes de impuestos" \* 0,35.

"E.FGO-Fondos generados por las operaciones": Es la suma de "A.FI-Fondos invertidos", "B.Margen bruto", amortizaciones e impuestos.

"E.FGO-R-Movimiento de fondos cash clow acumulado": Es la suma de "E.FGO-Fondos generados por las operaciones" y el valor anterior de "E.FGO-R-Movimiento de fondos cash clow acumulado".





Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



## PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO:

Tabla 25:

MES	TAREA
Julio	Preparación y realización ensayos de laboratorio
Agosto	Toma de datos de los ensayos de laboratorio
Septiembre	Recopilación de datos y documentos para llevar a cabo el proyecto
Octubre	Realización de los cálculos y diseños
Noviembre	Realización de los planos
Diciembre	Realización de todos los puntos del proyecto
Enero	Fin del proyecto

Todo realizado por Sandra Hernández Martín.



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



## CONCLUSIONES:

Esta planta ha sido diseñada para producir biogás aprovechando recursos que se estaban desechando, la biomasa algal resultante de una estación depuradora de aguas, y residuo de café industrial. Con este proceso se puede obtener 1528,523m<sup>3</sup>/d de biogás, a través de ello se consigue producir energía térmica (para abastecer el proceso) y energía eléctrica, que se venderá para obtener beneficio económico.

Tabla 8:

CH4 (m3/d)	947,68
CO2 (m3/d)	580,84
Biogas (m3/d)	1528,52

Tabla 17:

	M-610
Kg/h entran (corriente 7)	72,89
Kg/h salen (corriente 8)	171,75
KW E. Térmica (Para hidrólisis)	143,393
KW E. Térmica (Para digestor)	117,322
KW E. Eléctrica (se vende)	204,245
KW E. Pérdidas	62,804
Total Energía KW	464,960

La planta consta de dos reactores, un tanque de almacenamiento, un flash, dos intercambiadores de calor, un evaporador y un motor de cogeneración. De los reactores uno es donde se va a llevar a cabo el pretratamiento térmico, seguido del flash donde se expandirá y enfriará de manera súbita para que tenga lugar la denominada “explosión a vapor” y el otro es un digestor donde se va a producir la co-digestión anaerobia para producir biogás. Con el motor de cogeneración se obtendrá a través de la combustión de biogás energía térmica y energía eléctrica. En el evaporador se utilizarán los gases de escape del motor de combustión para producir una corriente que sirva para calentar el reactor del pretratamiento. Con el agua de refrigeración del motor de combustión, se mantendrá el digestor a la temperatura requerida. En un intercambiador de calor se aprovechará la energía que tiene que perder el fluido a la entrada del digestor, con la que tiene que ganar a la entrada del



reactor donde se produce el pretratamiento, por lo que con un solo intercambiador, se calienta una corriente del proceso y se consigue enfriar otra.

Otro producto que se obtiene de la co-digestión anaerobia, es el digestato, que como se explicará más ampliamente en los siguientes apartados, este junto con los gases de escape formados por  $\text{CO}_2$ , se aprovecharán para el cultivo de las algas que se usan en el tratamiento de la EDAR de la que procede la alimentación de este proceso, reducirá los costes del proceso previo y no supondrá emisiones para la atmósfera.

Además se consiguen revalorizar productos que se estaban desechando para obtener energía de forma renovable, por lo que su adquisición no supondrá un coste adicional, abasteciendo de energía el proceso, y consiguiendo que el medio ambiente no resulte afectado.

El proyecto es viable en términos económicos, de seguridad y medioambientales.



## REFERENCIAS

### PÁGINAS WEB:

Autores: Grupo de investigación: Calidad del agua

Título: CULTIVO DE MICROALGAS PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES DE UN AGUA RESIDUAL PREVIAMENTE TRATADA ANAERÓBICAMENTE.

URL:<http://www.aguas-residuales.es/lineas-investigacion/microalgas.html>

Fecha consulta: 17/11/2016

Autores: Agro Waste

Título: Digestión Anerobia

URL:<http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/DIGESTION-ANAEROBIA.pdf>

Fecha consulta: 17/11/2016

Autores: Cristina G. Pedraz/DICYT.

Título: La biotecnología de microalgas, eficaz para el tratamiento de aguas residuales

URL: <http://www.dicyt.com/viewNews.php?newsId=14258>

Fecha consulta: 20/11/2016

Autores: Eco-circular.

Título: BIOGÁS A PARTIR DE CODIGESTIÓN ANAEROBIA DE MICROALGAS Y FANGOS DE EDAR

URL: <https://www.rwlwater.com/digestion-anaerobica/?lang=es>



Fecha consulta: 20/11/2016

Autores: Interempresas

Título: Índice DOW para valorar el riesgo de incendio y explosión

URL: <http://www.interempresas.net/Quimica/Articulos/8603-Indice-Dow-para-valorar-el-riesgo-de-incendio-y-explosion.html>

Fecha consulta: 27/01/2017

Autores: Protección Civil

Título: Guía técnica: Métodos cualitativos para el análisis de riesgos

URL: [http://www.proteccioncivil.es/catalogo/carpeta02/carpeta22/guiatec/Metodos\\_cualitativos/cuali\\_221.htm](http://www.proteccioncivil.es/catalogo/carpeta02/carpeta22/guiatec/Metodos_cualitativos/cuali_221.htm)

Fecha consulta: 27/01/2017

Autores: Luz Guerrero (Autora de “Vida verde”)

Título: ¿Qué es un biodigestor?

URL: <http://vidaverde.about.com/od/Energias-renovables/a/Que-Es-Un-Biodigestor.htm>

Fecha consulta: 02/02/2017

Autores: Biobestenergy.

Título: Motores cogeneración

URL: <http://www.biobestenergy.com/docs/cogeneracion.pdf>

Fecha consulta: 5/12/2016



Autores: Cramix

Título: Filtro prensa

URL: <http://cramix.com/productos/filtros-prensa/>

Fecha consulta: 5/12/2016

## BIBLIOGRAFÍA:

Angelidaki, I., Sanders, W., 2004. Assessment of the anaerobic digestion biodegradability of macropollutants. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 3, 114-129.

Astals S, Nolla-Ardèvol V, Mata-Alvarez J. Thermophilic co-digestion of pig manure and crude glycerol: process performance and digestate stability. *J Biotechnol* 2013;166:97–104

Astals, S., Batstone, D.J., Mata-Alvarez, J., Jensen, P.D., 2014. Identification of synergistic impacts during anaerobic co-digestion of organic wastes. *Bioresour. Technol.* 169, 421-427.

Doušková, I., Kasťánek, F., Maleterová, Y., Kasťánek, P., Doucha, J., Zachleder, V.: Utilization of distillery stillage for energy generation and concurrent production of valuable microalgal biomass in the sequence: biogas-cogeneration-microalgae-products. *Energ. Convers. Manag.*

Ehimen, E.A., Holm-Nielsen, J.B., Poulsen, J.B., Boelsmand, J.E., 2013. Influence of different pre-treatment routes on the anaerobic digestion of a filamentous algae. *Renewable Energy* 50, 476-480.

Fountoulakis MS, Petousi I, Manios T. Co-digestion of sewage sludge with glycerol to boost biogas production. *Waste Manag* 2010;30:1849–53

Hendriks, A.T.W.M., Zeeman, G., 2009. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresour. Technol.* 100, 10-18.





Kepp, U., MAchenbach, I., Weisz, N., Solheim, O.E., 2000. Enhanced stabilisation of sewage sludge through thermal hydrolysis – three years of experience with full-scale plant. *Water Sci. Technol.* 42, 89-96.

Keymar, P., Ruffell, I., Pratt, S., Lant, P., 2013. High pressure thermal hydrolysis as pre-treatment to increase the methane yield during anaerobic digestion of microalgae. *Bioresour. Technol.* 121, 128-133.

Lee, A.K., Lewis, D.A., Ashman, P.J., 2012. Disruption of microalgal cells for the extraction of lipids for biofuels: processes and specific energy requirements. *Biomass Bioenergy* 46, 89-101.

Li, Y., Horsman, M., Wu, N., Lan, C.Q., Dubois-Calero, N., 2008. Biofuels from microalgae. *Biotechnol. Prog.* 24, 815-820.

Mata-Alvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M.S., Fonoll, X., Peces, M., Astals, S., 2014. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 36, 412-427.

Mendez, L., Mahdy, A., Timmers, R.A., Ballesteros, M., González-Fernández, C., 2014<sup>a</sup>. Enhancing methane production of *Chlorella vulgaris* via thermochemical pretreatments. *Bioresour. Technol.* 149, 136-141.

Mendes, L., Mahdy, A., Demuez, M., Ballesteros, M., González-Fernández, C., 2014<sup>b</sup>. Effect of high pressure thermal pretreatment on *Chlorella vulgaris* biomass: organic matter solubilisation and biochemical methane potential. *Fuel* 117, 674-679.

Nielsen HB, Heiske S. Anaerobic digestion of macroalgae: methane potentials, pre-treatment, inhibition and co-digestion. *Water Sci Technol* 2011;64:1723-9.

Nkemka VN, Murto M. Exploring strategies for seaweed hydrolysis: effect on methane potential and heavy metal mobilisation. *Process Biochem* 2012;47:2523-6.

Passos, F., Ferrer I., 2014. Microalgae conversion to biogas: thermal pretreatment contribution on net energy production. *Environ. Sci. Technol.* 48, 7171-7178.

Passos, F., Uggetti, E., Carrere, H., Ferrer, I.: Pretreatment of microalgae to improve biogas production: a review. *Bioresour. Technol.* 172, 403-412 (2014).

Ramos-Suárez, J.L., Carreras, N., 2014. Use of microalgae residues for biogas production. *Chem. Eng. J.* 242, 86-95.



Razaviarani V, Buchanan ID, Malik S, Katalambula H. Pilot scale anaerobic codigestion of municipal wastewater sludge with biodiesel waste glycerin. *Bioresour Technol* 2013;133:206–12.

Rusten B, Sahu AK. Microalgae growth for nutrient recovery from sludge liquor and production of renewable bioenergy. *Water Sci Technol* 2011;64:1195–201.

Sorensen, B.: *Renewable Energy: Its Physics, Engineering, Environmental Impacts, Economics & Planning*, 2nd edn. Academic Press, Millbrae (2000).

Schwede, S., Rehman, Z.-U., Gerber, M., Theiss, C., Span, R., 2013. Effects of thermal pretreatment on anaerobic digestion of *Nannocloropsis salina* biomass. *Bioresour. Technol.* 143, 505-511.

Tedesco S, Benyounis KY, Olabi a G. Mechanical pretreatment effects on macroalgae-derived biogas production in co-digestion with sludge in Ireland. *Energy* 2013;61:27–33.

Traviesco, L., Sanchez, E.P., Benitez, F., Conde, J.L.: *Arthrospira* sp. intensive cultures for food and biogas purification. *Biotechnol. Lett.*

Vivekanand V, Eijsink VGH, Horn SJJ. Biogas production from the brown seaweed *Saccharina latissima*: thermal pretreatment and codigestion with wheat straw. *J Appl Phycol* 2011;24:1295–301.

Wiley, P.E., Campbell, J.E., McKuin, B., 2011. Production of biodiesel and biogas from algae: a review of process train options. *Water Environ. Res.* 83:326-338.

Yuan X, Wang M, Park C, Sahu AK, Ergas SJ. Microalgae growth using highstrength wastewater followed by anaerobic co-digestion. *Water Environ Res* 2012;84:396–404.



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES



# APÉNDICE I

## PROPIEDADES FÍSICAS:

Como la concentración de sólidos es de 13,78%, se pueden establecer las propiedades del agua para el fluido de proceso.

### Corriente 3:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
90.000	1.0000	965.31	0.0010359	376.96	377.06	1.1928	3.8204	4.2052	1550.4	-0.018403	0.31441	0.67527	liquid

### Corriente 5 y 11:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
99.600	1.0000	958.64	0.0010431	417.37	417.48	1.3027	3.7702	4.2152	1543.5	-0.017843	0.28293	0.67896	liquid
99.606	1.0000	958.63	0.0010432	417.40	417.50	1.3028	3.7702	4.2152	1543.5	-0.017843	0.28291	0.67897	liquid
99.606	1.0000	0.59034	1.6939	2505.6	2674.9	7.3588	1.5548	2.0784	471.99	6.7038	0.012256	0.025053	vapor

### Corriente 6:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
40.000	1.0000	992.22	0.0010078	167.51	167.62	0.57237	4.0734	4.1794	1528.9	-0.021204	0.65298	0.63063	liquid

### Agua 10°C, 1bar:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
10.000	1.0000	999.70	0.0010003	42.018	42.118	0.15108	4.1906	4.1952	1447.3	-0.023250	1.3059	0.58005	liquid

### Agua 30°C, 1bar:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
30.000	1.0000	995.65	0.0010044	125.72	125.82	0.43673	4.1172	4.1798	1509.2	-0.021819	0.79735	0.61550	liquid

### Agua 120°C, 7bar:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
120.00	7.0000	943.36	0.0010600	503.42	504.16	1.5275	3.6656	4.2422	1521.1	-0.016573	0.23218	0.68349	liquid

### Corriente 2:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
37.500	1.0000	993.15	0.0010069	157.07	157.17	0.53887	4.0847	4.1793	1524.6	-0.021353	0.68484	0.62704	liquid

### Agua 35°C, 1bar:

Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*°K)	Cv (J/g*°K)	Cp (J/g*°K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*°K)	Phase
35.000	1.0000	994.03	0.0010060	146.62	146.72	0.50510	4.0958	4.1793	1519.8	-0.021506	0.71932	0.62332	liquid

### Corriente 10:



Temperature (C)	Pressure (bar)	Density (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Internal Energy (kJ/kg)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (J/g*K)	Cv (J/g*K)	Cp (J/g*K)	Sound Spd. (m/s)	Joule-Thomson (K/bar)	Viscosity (cP)	Therm. Cond. (W/m*K)	Phase
120.00	1.0000	0.55767	1.7932	2537.3	2716.6	7.4678	1.5150	2.0190	485.87	5.1196	0.013023	0.026492	vapor



## APÉNDICE II

### BASES PARA EL SOBREDIMENSIONADO DE LOS EQUIPOS (CONDICIONES DE “DISEÑO”)

En el diseño de los equipos, se han tomado en consideración dos tipos de valores, los correspondientes a los que suponen al equipo operando en condiciones normales, y los correspondientes al sobredimensionado de estos. Anteriormente se han detallado los cálculos para el diseño de los equipos, pero en este apartado se van a explicar los criterios tenidos en cuenta para sobredimensionarles, en cuanto a valores extremos de presión y temperatura que pueden aceptar estos equipos.

#### Tanque de almacenamiento, reactor y biodigestor:

Las bases que se han tomado para el diseño del tanque de almacenamiento, el reactor y el biodigestor, vienen determinadas por lo llevado a cabo en el experimento a escala de laboratorio, a partir de ello se establece la temperatura y el tiempo de residencia que son necesarios para obtener el rendimiento de metano esperado.

En la Tabla 26 se especifican los parámetros seguidos para establecer los sobredimensionamientos de estos equipos.

Tabla 26:




---

**LIFE TIME**

**DESIGN PRESSURE**

**Operation pressure (Po)**

$$Po + 1,8$$

**Pdesign=MAX**

$$1,1 * Po$$

$$3,5 \text{ barg}$$

**DESIGN TEMPERATURE**

**Operation temperature (To)**

**TdesignMAX=**

$$To + (20-50^{\circ}\text{C})$$

**Tdesign MIN=**

$$To - (15^{\circ}\text{C})$$


---

-Los parámetros de operación para el reactor son los siguientes:

Tiempo de residencia: 60 min

Temperatura de operación: 120°C

Presión de operación: 7 bar

Temperatura de diseño: Máxima:  $120^{\circ}\text{C} + 30^{\circ}\text{C} = 150^{\circ}\text{C}$

Mínima:  $120^{\circ}\text{C} - 15^{\circ}\text{C} = 105^{\circ}\text{C}$

Presión de diseño:  $7 + 1,8 = 8,8 \text{ bar}$

-Los parámetros de operación para el digestor son los siguientes:

Tiempo de residencia: 20 días

Temperatura de operación: 35°C

Presión de operación: 1 bar

Temperatura de diseño: Máxima:  $35^{\circ}\text{C} + 30^{\circ}\text{C} = 65^{\circ}\text{C}$

Mínima:  $35^{\circ}\text{C} - 15^{\circ}\text{C} = 20^{\circ}\text{C}$

Presión de diseño:  $1 + 1,8 = 2,8 \text{ bar}$



-Los parámetros de operación para el tanque de almacenamiento son los siguientes:

Tiempo de residencia: 60 min

Temperatura de operación: 20°C

Presión de operación: 1 bar

Temperatura de diseño: Máxima: 20°C+30°C=60°C

Mínima: 20°C-15°C=5°C

Presión de diseño: 1+1,8= 2,8 bar

### Flash:

Tabla 26:

<b>LIFE TIME</b>	
<b>DESIGN PRESSURE</b>	
<b>Operation pressure (Po)</b>	
	Po+1,8
<b>Pdesign=MAX</b>	1,1*Po
	3,5 barg
<b>DESIGN TEMPERATURE</b>	
<b>Operation temperature (To)</b>	
<b>TdesignMAX=</b>	To+(20-50°C)
<b>Tdesign MIN=</b>	To-(15°C)

-Los parámetros de operación para el flash son los siguientes:

Tiempo de residencia: 15 min





Temperatura de operación: 100°C

Presión de operación: 1 bar

Temperatura de diseño: Máxima:  $100^{\circ}\text{C} + 30^{\circ}\text{C} = 130^{\circ}\text{C}$

Mínima:  $100^{\circ}\text{C} - 15^{\circ}\text{C} = 85^{\circ}\text{C}$

Presión de diseño:  $1 + 1,8 = 2,8$  bar

### Evaporador e intercambiadores de calor:

Los cálculos empleados para diseñar los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, y el evaporador se encuentran en el apartado “Equipos”

Para la caída de presión permitida, se ha considerado que es un 10% de la presión en condiciones normales.

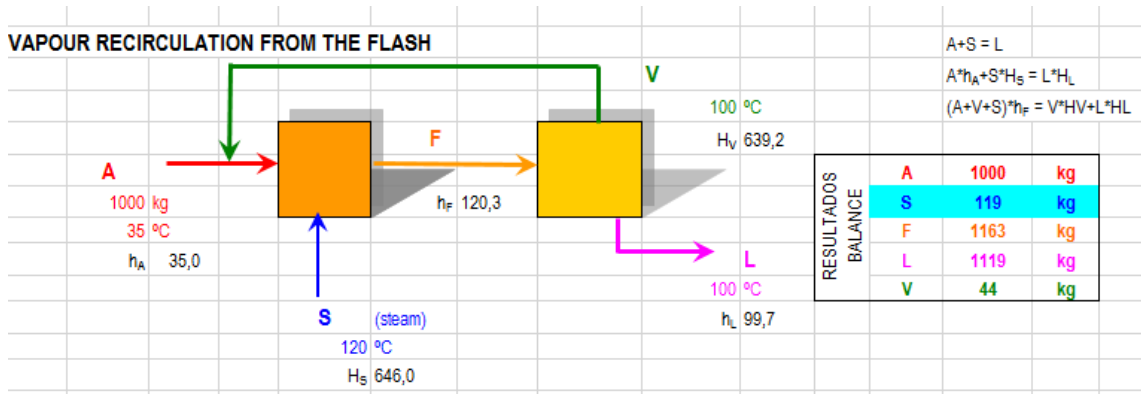
Para la temperatura y presión de diseño se ha procedido a calcularlo de la manera indicada en los casos anteriores:

Tabla 25:

<b>LIFE TIME</b>	
<b>DESIGN PRESSURE</b>	
<b>Operation pressure (Po)</b>	
	$P_o + 1,8$
<b>P<sub>design</sub>=MAX</b>	$1,1 * P_o$
	3,5 barg
<b>DESIGN TEMPERATURE</b>	
<b>Operation temperature (To)</b>	
<b>T<sub>design</sub>MAX=</b>	$T_o + (20-50^{\circ}\text{C})$
<b>T<sub>design</sub> MIN=</b>	$T_o - (15^{\circ}\text{C})$

## Balances de materia y energía:

Los balances de materia y energía se han realizado de manera conjunta tomando el siguiente esquema como base de cálculo:



Estos son los datos que se han tomado para el cálculo de los balances:

Tabla 27:

DATOS DE CÁLCULO						
Entalpias de agua, vapor de agua, y cambio de estado						
				kJ/kg	kcal/kg	
P	1 bar	$h_L$		417,32	99,7	$h_L$
T	100 °C	$H_V$		2674,30	639,2	$H_V$
		$\lambda_V$		2256,98	539,4	
P	7 bar	$h_L$		503,34	120,3	$h_F$
T	120 °C	$H_V$		2702,86	646,0	$H_S$
		$\lambda_V$		2199,53	525,7	
P	1 bar	$h_L$		146,44	35,0	$h_A$
T	35 °C	$H_V$				
		$\lambda_V$				

Las pérdidas de energía por conducción tanto en el digester como en el reactor de pretratamiento se calculan con la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{T_{int} - T_{ext}}{LN\left(\frac{R_{ext}}{R_{int}}\right)} * K * 2 * L * \pi$$



Q=Calor intercambiado (W).

T=Temperaturas (exterior e interior de la pared) (K).

R=Radio (externo e interno) (m).

L=Longitud (m).

K=Conductividad ( $\frac{W}{m \cdot K}$ ).



# ANEXOS

## DIAGRAMA DE BLOQUES



## DIAGRAMA DE FLUJO



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES

P&ID



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES

# HAZOP