

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA DE SEVILLA
Grado en Ingeniería Química

**Ingeniería conceptual del aprovechamiento
energético y eléctrico de las aguas residuales de una
planta de zumo**

Autor: Juan Alejandro Pacheco Ignacio curso 2018-2019

Tutor/a: Yolanda Luna Galiano

**Dep. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2019



Ingeniería Química

**Ingeniería conceptual del aprovechamiento
energético y eléctrico de las aguas residuales de una
planta de zumo**

Autor:

Juan Alejandro Pacheco Ignacio

Tutor/a:

Yolanda Luna Galiano

Dep. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2019

Proyecto Fin de Grado: Ingeniería conceptual del aprovechamiento energético y eléctrico de las aguas residuales de una planta de zumo

Autor: Juan Alejandro Pacheco Ignacio

Tutor/a: Yolanda Luna Galiano

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2019

El Secretario del Tribunal

En este Trabajo Fin de Grado se realiza una ingeniería conceptual de una planta de valorización energética y eléctrica, con la obtención de biogás, a partir de una corriente final de agua residual procedente de una fábrica de zumos. Se diseña la planta de acuerdo a las características que tiene el agua, dimensionando cada equipo y proceso de la forma más óptima posible desde el punto de vista técnico y económico.

De acuerdo con el diseño de la planta, se realiza el balance de materia de cada línea, y se efectúa un análisis económico para ver si es viable el proyecto planteado.

Por último, se detalla los aspectos legislativos que existen desde el ámbito autonómico, hasta el europeo.

ABSTRACT

In this Final Degree Project, a conceptual engineering of an energy and electrical recovery plant is carried out, obtaining biogas, from a final stream of wastewater obtained from a juice factory. Design the plant according to the characteristics of the water, sizing each equipment and process in the most optimal way possible from a technical and economic point of view.

According to the design of the plant, the balance of the material of each line is made, and an economic analysis is carried out to see if the proposed project is viable.

Finally, the legislative aspects that exist from the autonomous area to the European level are detailed.

Índice

Resumen	7
Abstract	9
Índice de Figuras.....	14
Índice de tablas	15
1 Introducción.....	16
1.1 Antecedentes.....	17
1.1.1 Reseña histórica.....	17
1.1.2 Mercado nacional.....	19
1.1.3 Descripción de planta de zumo.....	22
2 Digestión anaerobia	24
2.1 Parámetros de diseño y control en reactores anaerobios.....	28
2.2 Ventajas y desventajas del digestor anaerobio, y campo de aplicación.....	30
2.3 Tipos de digestores anaerobios.....	31
2.4 Reactor empleado UASB	34
3 Situación actual del biogás en España y planes futuros.....	36
4 Objetivos y Alcance	37
5 Memoria descriptiva y justificativa	38
5.1 Diagrama de flujo de proceso.....	41
6 Memoria de cálculo.....	42
6.1 Datos de partida	42
6.2 Balance preliminar de materia y energía.....	44
6. Diseño de equipos	47
6.1 Tamiz rotativo (T-101).....	47
6.2 Tanque de almacenamiento líquido (TK-101)	48
6.3 Agitador (Ag-101).....	49
6.4 Bomba (P-101)	50
6.5 Intercambiador (E-101).....	53
6.6 Reactor UASB (R-101).....	57
6.7 Depósito de fangos digeridos (TK-102)	59
6.8 Bomba fango (P-102).....	60
6.9 Tanque almacenamiento efluente líquido (TK-103)	62
6.10 Bomba (P-103)	63
6.11 Gasómetro (TK-103).....	64
6.12 Antorcha (TH- 101).....	65
6.13 Motor generador (MR-101).....	66

6.14 Intercambiador de calor (E-102).....	68
7. Análisis económico preliminar	70
8. Normativa.....	77
9. Anexo	79
10. Referencias	82

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Comparación energía renovable frente a no renovable.....	20
Figura 2. Uso de energías renovables por países	20
Figura 3. Diagrama de producción de zumo de naranja. (Vicente, A y Cardón 2015).....	23
Figura 4. Procesos de formación de biogás (ECOREGA)	24
Figura 5. Sistema de una etapa método “húmedo”	25
Figura 6. Sistema de una etapa método “seco”	26
Figura 7. Sistema de dos etapas	27
Figura 8. Reactor de mezcla continua.....	31
Figura 9. Reactor de contacto	31
Figura 10. Reactor UASB	32
Figura 11. Filtro anaerobio.....	32
Figura 12. Reactor EGSB.....	33
Figura 13. Reactor anaerobio de flujo ascendente.....	35
Figura 14. Diseño de la planta	41
Figura 15. Hoja de especificación del tamiz rotativo.....	79
Figura 16. Hoja de especificación del agitador.....	79
Figura 17. Hoja de especificación de la bomba	79
Figura 18. Hoja de especificación de la bomba	80
Figura 19. Hoja de especificación del gasómetro.....	80
Figura 20. Hoja de especificación de la antorcha	80
Figura 21. Hoja de especificación del motor	81
Figura 22. Hoja de especificación de la bomba de fango.....	81

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Consumo de energías no renovables.....	19
Tabla 2 Consumo de energías renovables.....	19
Tabla 3. Gasto de entrada de energía.....	19
Tabla 4. Traspase de energía en territorio español	19
Tabla 5. Parámetros de diseño del reactor	28
Tabla 6. Parámetros de operación.....	29
Tabla 7. Datos aportados por la empresa de zumos	43
Tabla 8. Datos de corriente 1-7	44
Tabla 9. Datos de corriente 8-14	44
Tabla 10. Datos de corriente 15-21	45
Tabla 11. Datos de corriente 22-28	45
Tabla 12. Datos de corriente 29-34	46
Tabla 13. Valores obtenidos de la bomba P-101	52
Tabla 14. Valores obtenidos de la bomba P-102	60
Tabla 15. Valores obtenidos de la bomba P-103	63
Tabla 16. Tipos de motores de co-generación. Fuente IDAE	66
Tabla 17. Costes de inversión de la planta.....	71
Tabla 18. Costes totales de la planta	73
Tabla 19. Ingresos generados en la planta.....	75
Tabla 20. Flujos de caja años 0-10	75
Tabla 21. Flujos de caja años 11-20	76

1 INTRODUCCIÓN

Los residuos desde la antigüedad se han ido generando por la acción humana en múltiples actividades, en sus inicios marcados por residuos orgánicos como alimentos, madera, entre otros, por lo que no afectaba en su conjunto al poderse degradar en zonas urbanas.

Conforme va creciendo la población humana unida a la evolución de técnicas para la extracción y transformación de recursos naturales, aumenta el volumen de residuos, ocasionando enfermedades debido a la imposibilidad de gestionarse, por lo que comienzan a formarse deposiciones de basura en los núcleos de población.

Con la llegada de la revolución industrial y del traslado de las personas al centro de las ciudades, se requiere un mayor consumo de recursos agravándose la situación de gestión del residuo. Esto lleva a un aumento de la contaminación atmosférica, de las aguas y de residuos por lo que se empieza a dar importancia sobre otro tipo de energía más limpia, además de como recoger, tratar y reducir de la mejor manera posible, apareciendo más si cabe otros tipos de residuos como los biodegradables, inertes y peligrosos.

Desde el punto de vista actual, se han valorado métodos para el aprovechamiento energético que pudiera tener la recogida, tratamiento y reducción de los distintos residuos acumulados en los países más desarrollados, y así crear fuentes de energía alternativas a las convencionales como el petróleo, gas natural y carbón.

Con respecto a los residuos agrícolas de naturaleza orgánica y biodegradable, debido al aumento que ha ido experimentando con el paso de los años en similitud con la demanda de alimentos de la población en las ciudades, se ha visto en la necesidad de aprovechar estos residuos para otros fines. Se producen por ello dos tipos de tratamientos en este caso biológicos: aerobios (compostaje) y anaerobios (biogasificación o digestión anaerobia).

La digestión anaerobia es un proceso más lento que la digestión aerobia necesitando temperaturas que rondan los 30-40°C, y conlleva la transformación de la materia orgánica en metano. Su principal característica que la hace destacable es la recuperación del valor energético si el residuo tiene un alto poder calorífico (mínimo 3000-3.500 kcal/kg) y una humedad en torno al 10%, eliminando la peligrosidad de diversos compuestos y reduciendo el volumen en cenizas y escorias. En cambio tiene el inconveniente de que se necesita una alta inversión de manera inicial, un alto coste en el mantenimiento que ocasione y una gran oposición social que crea este tratamiento.

Se presenta la necesidad de producir nuevas o mejores energías renovables que reduzcan la emisión de gases de efecto invernadero al medio ambiente a un coste adecuado para su viabilidad, siendo la bioenergía una opción atractiva.

1.1 Antecedentes

1.1.1 Reseña histórica

Desde el punto de vista de la Unión Europea, el residuo comenzó a tener gran importancia a partir del primer Consejo Europeo que se celebró en París en 1972, viendo la necesidad de hacer una serie de medidas para frenar el aumento significativo que había supuesto en las últimas décadas. A partir de 1987 con una serie de programas comunitarios, se constituyó poder conseguir una reducción y mejora en su gestión para que no se viera afectada la salud humana y el medio ambiente. Se basa en tres bloques principales para hacer frente como son: programa de política y actuación del medio ambiente, prevención y control integrados de la contaminación, y una política de productos integrada.

Actualmente en el primer bloque se encuentra en vigor el VII programa (2013-2020), cuyo objetivo es una economía sostenible e hipocarbónica, aplicándose una serie de jerarquías de residuos para una mejor gestión:

- **Prevención:** conjunto de medidas adoptadas en la fase inicial de un producto, diseño, transporte y consumo, para tratar de reducir la cantidad de residuo por otros menos peligrosos, o bien con su reutilización siempre que tenga las características necesarias para seguir siendo considerado producto, o un mayor uso más allá de la vida útil. También permite reducir la emisión de sustancias contaminantes al entorno que puedan afectar a la salud humana o al medio ambiente.
- **Reutilización:** segundo pilar que depende de si el residuo no ha podido ser reducido inicialmente. Consiste en verificar si el residuo pueda ser usado en una misma función al no tener una transformación previa, cumpliendo todas las condiciones requeridas que si fuera un producto nuevo.
- **Reciclado/tratamiento:** el residuo ahora tiene una transformación previa hasta un nuevo producto, por lo que puede ser usado para un mismo uso u otro totalmente diferente. Por otra parte el tratamiento es un proceso físico, químico, biológico o térmico, que elimina cualquier componente toxico que pueda contener.
- **Valorización energética:** se aprovecha el poder calorífico del residuo mediante incineración, pirolisis, secado, etc, siendo posteriormente gestionados en función de sus características.
- **Vertido:** última criba del proceso que lleva el residuo, evitando la entrada de las sustancias peligrosas y volumen de residuos que no han podido conseguirse reducir anteriormente. Contiene una serie de medidas para un mejor uso: pretratamiento de residuos antes del vertido, prohibición de entrada de neumáticos usados, incremento de los costes de vertido, aislamiento del suelo y reducción de residuos biodegradables.

La composición media de los residuos sólidos urbanos en España recogidos por el Plan Estatal Marco de Gestión De Residuos (2016-2022): 42% materia orgánica, 15% papel/cartón, 9% plástico, 8% vidrio, 8% otros, 7% humedad y restos orgánicos, 5% textil, 3% metales, 2% madera y 1 % bricks.

Los residuos en el año 2015 que fueron de 20.151.000 toneladas, un 55% se depositaron en el vertedero, un 11,62% se incineraron, un 16,83% se reciclaron y un 16,45% se llevaron a plantas de compostaje.

El segundo bloque consiste en la prevención y control integrados de la contaminación por medio de la Directiva 2008/01, marcada en España como Ley 1/2016. Sus principios fundamentales son encaminados a la prevención, control y mejores técnicas hacia la reducción de contaminación.

La política de productos integrada es el tercer bloque cuyo objetivo es minimizar e incidir en la peligrosidad los residuos que pueden generarse aplicando una serie de medidas medioambientales en el diseño de los productos.

Seguidamente, la tecnología de digestión anaerobia comienza a mediados del siglo XIX siendo ya en 1860 el primer digestor anaerobio para producción de gas en Francia usado en depuración de aguas del sistema de alcantarillado, pero no es hasta la Segunda Guerra Mundial cuando vuelve a ser un método importante para producir biogás sobre todo en Europa y Estados Unidos.

En la década de los 80 se construyen plantas con sistemas de una etapa del tipo húmedo, donde todas las reacciones tenían lugar en un único reactor y se podían procesar residuos domésticos, y orgánicos con bajo contenido en sólidos. Más tarde se avanzó a un sistema de dos fases donde se dividían las 4 etapas en reactores diferentes dando un funcionamiento más estable del proceso, hasta ya los últimos años donde se están empleando sistemas de una etapa del tipo seco con una mayor concentración de sólidos totales.

Se tuvieron deficiencias en el diseño del sector ganadero que con los costes de mantenimiento y bajo rendimiento que ocasionaban, la llevaron a unos años de desaparición mientras que en el sector de depuración de aguas urbanas o vertederos no le pasaron lo mismo al contar con otros sistemas de financiación.

Sobre la segunda mitad de la década de los 90 comenzó a incrementarse sobre todo el gas natural con distintas planificaciones que suponían una mayor inversión en el desarrollo de energías de origen renovable pasando hasta 2005 de un 4,5% a un 5,9%.

A partir de una serie de políticas activas en el año 2005 se comenzó la planificación de la puesta en marcha de energías renovables y eficiencia energética para reducir su fuerte dependencia exterior y un mayor grado de autoabastecimiento.

Ya en el año 2009 año en el que se comienza a elaborar el PANER, las energías renovables superaron el 12% de energía final bruta. Las previsiones que se plantearon en el anteproyecto del PANER es que el biogás evitaría en el periodo del proyecto 2.670.611tn CO₂/año en la generación de electricidad y en la calefacción/refrigeración alrededor de 1.026.746 tn CO₂/año.

El uso de la fuente de energía del petróleo a un precio asequible ha hecho que la digestión anaerobia no haya progresado en tecnología ni uso como una alternativa energética hasta que se tuviera una crisis petrolera a nivel mundial como ocurrió en los años setenta.

Actualmente las mayores productoras de biogás son India y China ya que se ha valorado más este uso de energía al ser más fáciles de conseguir en poblaciones rurales por sus residuos de origen animal a un menor precio. En los países desarrollados en cambio su crecimiento ha sido diferente ya que ha aumentado su tecnología después de una serie de medidas medioambientales y sostenibles a favor de las energías renovables, encontrándose más de 4000 plantas de biogás funcionando en la Unión Europea.^{i ii iii iv}

1.1.2 Mercado nacional

El sector energético en España refleja desde hace unos años el intento por parte de la institución dentro del marco europeo que respalda la agenda climática global de las Naciones Unidas con el acuerdo de París de 2015, el cambio climático y sostenibilidad energética para la consecución de unos objetivos marcados para 2020:

- Reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero un 20% hasta niveles de 1990.
- El 20% de la energía final de consumo proceda de fuentes de energía renovables.
- Mejora de un 20% en la eficiencia energética.

Por ello se intenta desde hace unos años una decidida apuesta por conseguir adentrar las energías renovables en el mercado eléctrico, de calefacción y transporte. Con respecto al mercado térmico se espera unas ayudas públicas a nivel nacional para la inversión de nuevas instalaciones o mejorar las ya instaladas, mientras que el mercado eléctrico su medida más trascendental es su progresiva introducción en el tema de las nuevas subastas de potencia. El mercado del transporte se busca incrementar el consumo de biocarburantes.

Centrado en el sector eléctrico, los últimos datos oficiales por la Red Eléctrica De España en 2018 de manera provisional aunque son prácticamente iguales al informe definitivo, muestran una demanda nacional de 268.808 GWh ligeramente superior un 0,4% respecto al año anterior. Las energías renovables llegaron hasta el 36,8% de la energía total consumida frente al 33,7% del 2017.

Carbón	13,64 %
Nuclear	19,45 %
Ciclo combinado	10,99 %
Cogeneración	10,59 %
Otras no renovables	3,98 %
Total	58,68%

Tabla 1. Consumo de energías no renovables

Renovables	36,80 %
------------	---------

Tabla 2 Consumo de energías renovables.

Saldo importador	4,06 %
------------------	--------

Tabla 3. Gasto de entrada de energía

Enlace península-balear	0,46 %
-------------------------	--------

Tabla 4. Trasvase de energía en territorio español

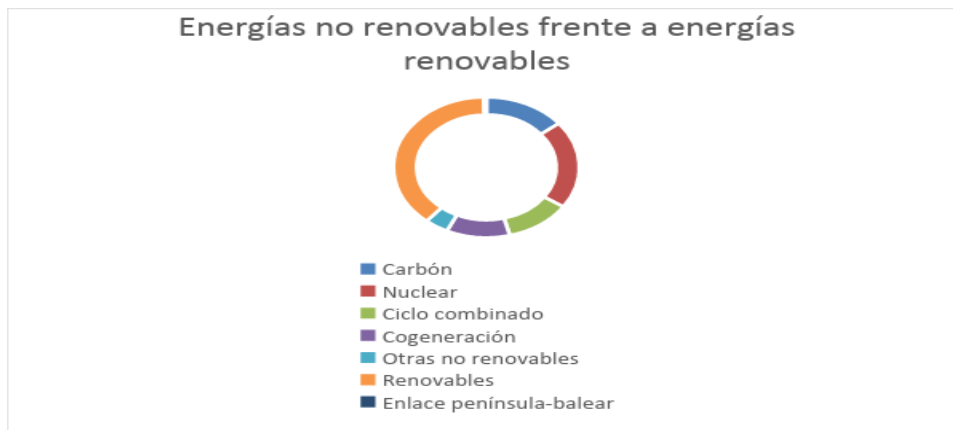


Figura 1. Comparación energía renovable frente a no renovable

Los últimos datos recogidos por INE (Instituto Nacional de Estadística) muestran unos datos favorables en el consumo final bruto de energía, ya que en 2016 la previsión era de un 13,8% y se superó ampliamente con un 17,3%. Actualmente el objetivo del 20% en 2020 España marca el país límite en el puesto 14 que cumple con las pautas marcadas por la Unión Europea.

El mercado térmico es ampliamente variado pero poco conocido y utilizado, proviene de la biomasa, geotermia y solar térmica. En el sector geotérmico actualmente no contiene un registro oficial de instalaciones por lo que no se sabe a ciencia cierta la cantidad de energía generada ni su eficiencia energética. La energía a partir de biomasa tiene 375 puestos funcionando con un consumo anual según el informe estadístico IDAE de 3464 ktep (4% total consumo final), en cambio la energía procedente de solar térmica tiene un consumo anual de 293 ktep representando un discreto 0,3% del consumo final total energético. En cambio en la Unión Europea este tipo de mercado está bastante consolidado con un 19,1% del total de energía, cifra que en 2004 se estimó en 10,3%.

El mercado del transporte está en creciente expansión con otros tipos de métodos de transporte que se llevan experimentando desde hace años siendo el coche eléctrico el que actualmente mayor impulso se le está dando de cara al futuro. España se encuentra en un discreto 5,3 % de media, en el puesto 17/28 de la Unión Europea donde únicamente Suecia y Austria han llegado al límite del 10% de combustible renovable en el transporte para 2020.

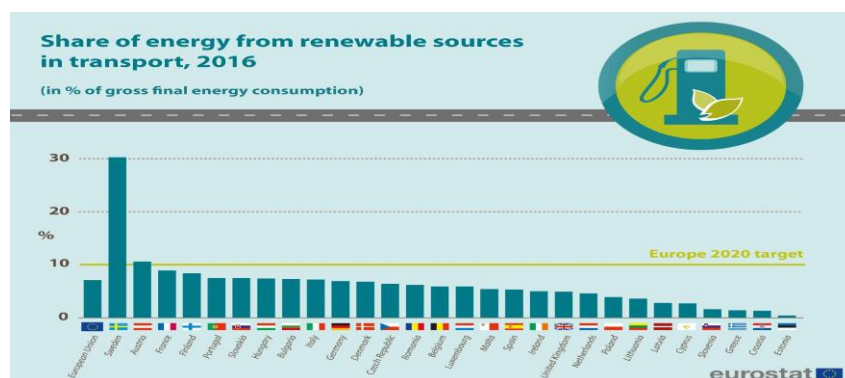


Figura 2. Uso de energías renovables por países

Sólo el 5,3% que tuvo en 2016 España según los últimos datos, permitió la eliminación de 1,15 Mtep, la reducción de un 60% de los gases de efecto invernadero generados por el transporte y 2,4 millones de toneladas de CO₂, con el ahorro económico que supone de 13 M€.

Los rasgos del mercado basándose en la producción, consumo y exportación de energía, arroja datos de aumentos o caídas de los tipos de energías importantes:

-Incremento de la producción hidráulica un 84,8% respecto a 2017 debido al aumento de precipitaciones que en el año anterior fue bastante destacable y provocó una fuerte caída del sector renovable hidráulico.

-La energía eólica aumentó un 2,9% siendo la primera fuente de energía renovable gracias a su gran apuesta a comienzos de la década con un 18,17%, y segunda mayor suministradora de energía eléctrica.

-Descenso de las emisiones de CO₂ por el mayor aporte de las energías renovables.

-Fuerte influencia de las condiciones climáticas en la producción y consumo de energía, produciendo mayor electricidad de energías no renovables cuando ocurren sequías, y una mayor demanda en los meses más calurosos del año.

-Un mayor impulso al mercado térmico aun por explotar con apenas subvenciones públicas, y con gran margen de beneficio a muy corto plazo.

-Insuficientes medidas adoptadas en el sector transporte de las impuestas por la UE a los países miembros.

i iii v vi

1.1.3 Descripción de planta de zumo

Se parte el estudio de valorización energética, de una planta de producción de zumo de la localidad de El Viso del Alcor por lo que se procede a detallar las etapas que son necesarias para la producción del zumo y efluente que será empleado posteriormente.

-Inicialmente la producción comienza con la recepción de naranjas diariamente por medio de camiones de 25 tn que se pesan a la entrada de la fábrica a través de unas básculas, y se descargan gracias a una volcadora hidráulica que posee el camión hacia unas celdas de almacenamiento. Estas celdas de almacenamiento están diseñadas con unos travesaños interiores para amortiguar el impacto durante su descarga, y disponen de dos de forma independiente para obtener un producto final homogéneo.

-Luego se lleva la naranja con la ayuda de cintas transportadoras y un elevador de cangilones, hasta un elevador de rodillos normalmente horizontal para la etapa de selección manual de la naranja, donde una serie de operarios inspeccionan cada naranja para ver que cumple con las condiciones necesarias para la extracción de zumo. La fruta que no es apta se lleva a una tolva ubicada en una parte lateral del elevador.

-Las naranjas que se han considerado aptas pasan por una zona de lavado de la superficie de la cáscara con agua y una concentración muy baja de jabón para eliminar posibles restos de tierra u otras impurezas que pueda traer. En algunas industrias tienen un sistema de cepillado por si el producto que traen las impurezas están adheridas a la superficie y se asegura una correcta higiene de la naranja.

-Se llevan hasta un calibrador esférico en fila para que pueda introducirse en el extractor sin ningún problema el diámetro del calibre y se consiga así un alto rendimiento de extracción de zumo. Los tamaños que no cumplen las especificaciones son llevados por un canal a la tolva inicial de selección de naranja.

-Una vez llega al extractor, se debe trabajar con las copas llenas para conseguir un alto rendimiento de extracción. Se hace un corte perpendicular para conseguir el mayor zumo posible, retirándose por una tubería por la parte inferior hasta un depósito pulmón, y por la zona lateral se retira la pulpa y cáscara.

-La extracción del zumo lleva consigo un contenido en pulpa alrededor de un 20-25% de modo que se hace pasar por un tamizador de paletas para reducir el contenido en pulpa hasta un 10%, rango permitido en la venta del zumo.

-Se puede recuperar el zumo que sigue contenido en la pulpa a través de unos hidrociclones centrífugos con el zumo que llega por una bomba centrífuga desde un depósito de acumulación. La corriente de zumo de salida se dirige a la salida del tamizador de paletas y la corriente de pulpa a la zona de salida de pulpa del extractor.

-Posteriormente todo el zumo extraído y recuperado es almacenado en un depósito pulmón de acumulación normalmente de 2000 l, manteniendo una temperatura adecuada para su conservación hasta su alimentación a sistemas de pasteurización.

-Antes de pasteurizar el zumo, pasa por un sistema de desaireación a vacío que elimina tanto los aceites esenciales que lleva consigo la naranja como el aire y dióxido de carbono, para evitar posibles oxidaciones durante el proceso. Esto permite mantener la vitamina C, sabor y aromas necesarios para la mayor calidad y conservación del zumo.

-Una de las últimas etapas y de las más importantes es la pasteurización y enfriamiento. Se realiza la pasteurización a 92°C mediante un intercambiador de tipo carcasa y tubo durante 30 segundos para la eliminación de bacterias e inhibición de enzimas que causan turbidez, logrando una mayor conservación. A su vez se realiza rápidamente en otro intercambiador un primer enfriamiento con agua de proceso llevando el zumo hasta una temperatura de 25-30°C, y un segundo enfriamiento con agua glicolada hasta los 0°C, llegando a los -3°C que es la temperatura del glicol.

- Por último, el almacenamiento se realiza en tanques de acero inoxidable para afectar lo menos posible al sabor y aroma del zumo, disponiendo de un agitador para mantener los sólidos en suspensión. La salida se ramifica en 4 zonas: dos zonas se envasan en bolsas asépticas bag in box de 3 l y 210ml, otra zona donde se tiene un depósito de refrigeración cuando se desea una expedición del producto inmediata, y una última zona compuesta por cantinas asépticas donde se mantienen dentro hasta un plazo máximo de 2 meses.

-El zumo se transporta en camiones cisterna isoterms llenados de las cantinas asépticas, depósito de refrigeración o en bidones donde se encuentran las bolsas bag in box. Antes de la carga se vuelve a enfriar con glicol para que se encuentre la temperatura de salida entre 0-1°C, con el fin de garantizar una temperatura adecuada durante el transporte. ^{vii viii ix x}

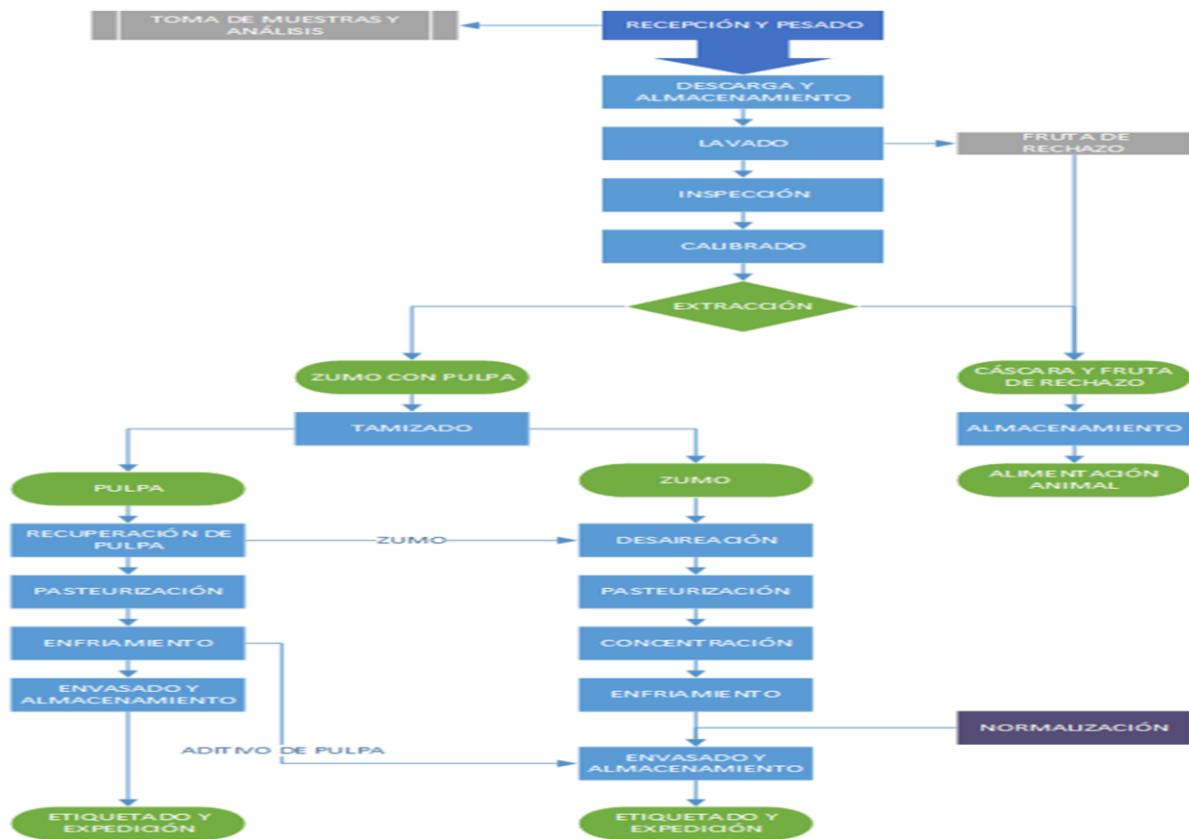


Figura 3. Diagrama de producción de zumo de naranja. (Vicente, A y Cardón 2015)^{xi}

2 DIGESTIÓN ANAEROBIA

Consiste en un proceso en el que la materia orgánica o sustrato se degrada con la ayuda de microorganismos de forma natural sin aporte de oxígeno, obteniéndose como producto metano y dióxido de carbono por medio de tres etapas principales:

- Una primera etapa llamada hidrólisis, en el que compuestos orgánicos complejos de grandes cadenas moleculares (proteínas, carbohidratos, aminoácidos) se descomponen en ácidos grasos volátiles de cadenas más pequeñas. Es un proceso lento y puede verse afectado por varios factores, destacando un porcentaje de difícil degradabilidad que ronda el 25%.
- La segunda etapa es la acidogénesis, bacterias de este proceso transforman esos ácidos generados en cadenas más pequeñas como acetato, productos intermedios (ácidos grasos volátiles, alcoholes), e hidrógeno entre otros. Los microorganismos acidogénesis constituyen el 90% total de toda la comunidad con un reducido tiempo de degradación. Dentro de esta etapa se produce la transformación a su vez en ácido acético e hidrógeno y CO_2 .
- La tercera y última etapa es la metanogénesis, transforma el ácido acético en CO_2 y CH_4 , y el CO_2 e hidrógeno en CH_4 . Se obtienen dos corrientes diferenciadas, por una parte la corriente de metano y dióxido de carbono, y por otra una materia orgánica inerte.

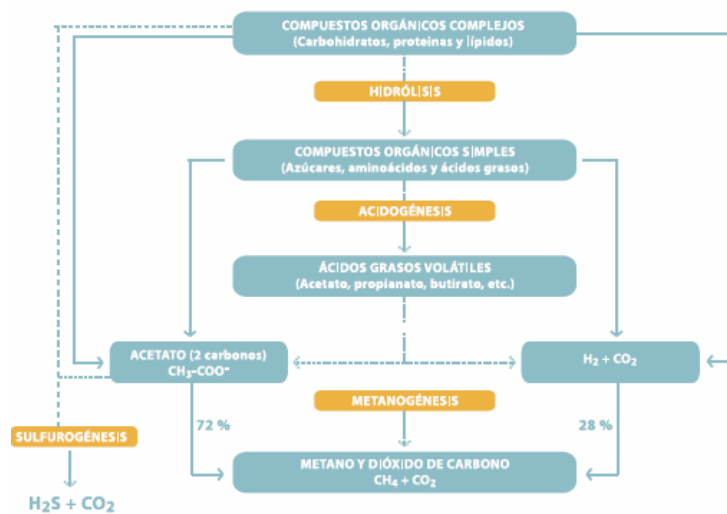


Figura 4. Procesos de formación de biogás (ECOREGA)

La composición volumétrica del biogás obtenido en plantas agroindustriales, dependiendo del sustrato y tecnología usada es el siguiente:

- CH_4 : 65-70%
- CO_2 : 25-30%
- N_2 : 0-1%
- H_2S : 0-1%

El rendimiento en el que se encuentra este tipo de planta cada día:

- 0,1-0,2 kg S.S.T/kg DQO)aplicado
- 0,39 l CH_4 /g DQO

Se pueden distinguir varios tipos de procesos a la hora de obtener el biogás y digestato:

➤ Digestión discontinua:

La carga de residuo va evolucionando con el tiempo a lo largo del reactor en cada una de las tres etapas que realiza el biogás. La segunda etapa que es la acidogénesis se produce de manera más rápida que la tercera fase llamada metanogénesis.

➤ Digestión de una etapa continua en mezcla perfecta:

Es el sistema más empleado actualmente en Europa (90% de las plantas) para residuos sólidos urbanos y residuos biomásicos. Se debe a su sencillez en el diseño con el consiguiente ahorro anual de operación y de inversión inicial, y un mejor rendimiento que en digestores de doble etapa. Todas las reacciones tienen lugar de forma paralela en un único reactor, usando la mitad de las empresas el método “húmedo” y la otra mitad el método “seco”.

En el método “húmedo” se introduce el residuo con una trituración previa y una posterior dilución con agua de proceso hasta alcanzar un contenido en sólidos totales inferior del 15%. Más tarde, toda la corriente es llevada al reactor manteniéndose los sólidos en suspensión gracias a un agitador que contiene en el interior. La fracción pesada del sólido tratado en el mezclado y digestión, cae por gravedad al fondo, mientras que la fracción ligera queda en la parte superior formando una espuma. Puede provocar tanto la fracción pesada problemas de operación por atasco en el giro del agitador, como en la parte superior la espuma en la mezcla, por lo que se instala hidrociclones para controlar un diámetro de partículas sólidas en el reactor, y la construcción de una pre-cámara en flujo pistón para que el residuo se higienice antes de entrar al reactor y tenga el mayor rendimiento posible. Por otra parte, se inyecta en la pre-cámara una serie de microorganismos de la salida del reactor para inocular y prevenir posibles enfermedades.

Su rendimiento va desde los 170 Nm³ CH₄ / kg sólidos volátiles en junio-julio hasta los 320 Nm³ en diciembre-enero, siendo inferior al método “seco” por la formación de fracción ligera y pesada que no ayuda a la formación de biogás. Los costes de equipos son prácticamente iguales a los del método seco ya que permite el uso de equipos convencionales, pero el coste de inversión es mayor debido al gran volumen de reactor, pre-cámara, hidrociclón y trituradora, y el consumo de agua es elevado (1 m³ de agua fresca/Tn de residuos).

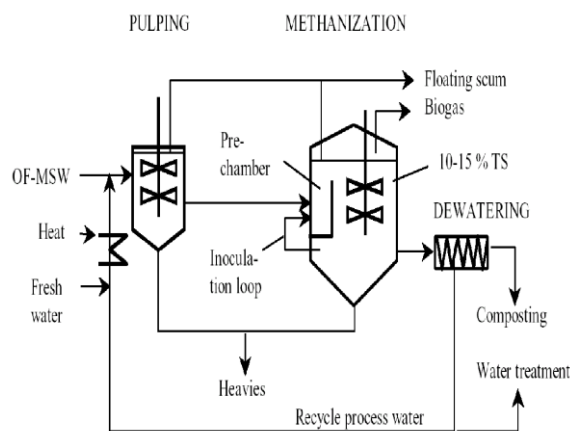


Figura 5. Sistema de una etapa método “húmedo”

En el método “seco” lleva a cabo una primera entrada en el reactor de masa fermentada con un contenido en sólido sobre 20-40% sin emplearse agua que con respecto al método “húmedo” salvo que su proporción de sólido sea superior al 50%.

Otro aspecto que a diferencia del método “húmedo”, se debe diseñar bombas, tornillos y cintas transportadoras haciendo más caro el coste de inversión de la planta, pero a su favor tiene el bajo grado de pre-tratamiento haciendo innecesario una pre-cámara antes de la entrada de los sólidos al reactor. Debido a su alta viscosidad se utilizan reactores flujo pistón que ayuda a higienizar el residuo pero no mezcla los residuos que entran con la masa fermentada como hace un reactor mezcla perfecta, ocasionando sobrecarga de nutrientes y bajada del pH de la mezcla. Para revertir esta situación se utilizan uno de los tres diseños representados en la siguiente imagen respectivamente:

1. Parte de los residuos que salen del reactor se recirculan y se mezclan con residuos que se encuentran en la corriente de alimentación, bombeándose dicha mezcla a la parte superior.
2. El flujo ahora es horizontal y ayudado por unas palas, mezclándose parte de la corriente final con corriente de alimentación.
3. Flujo horizontal circular produciéndose la mezcla con inyección de biogás a alta presión (6 a 8 atmósferas) en la parte baja del reactor cada 15 minutos.

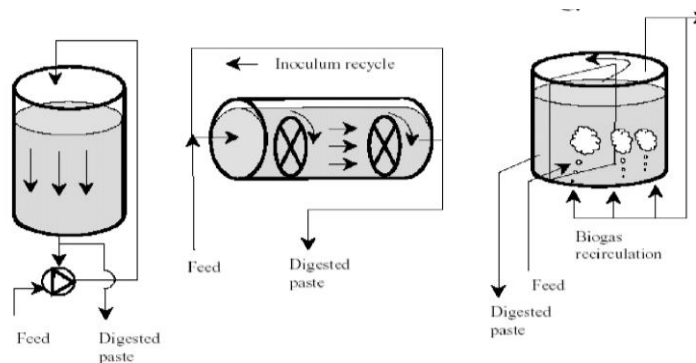


Figura 6. Sistema de una etapa método “seco”

El rendimiento del método seco esta entre 210-300 Nm³ de CH₄/tn sólidos volátiles, y también se higieniza con vapor la mezcla que se introduce en el reactor durante una hora a 70°C.

Ambos métodos presentan problemas con los inhibidores que afectan a la degradación de los reactores que hacen disminuir su ciclo de vida en una planta.

➤ Digestión en dos etapas:

Las condiciones de operación no son las mismas en cada uno de los reactores que se utilizan, aunque si se adecuan de forma eficiente, produce un rendimiento global y producción de biogás mayor. En el primer reactor ocurren reacciones de hidrólisis y acidificación con un elevado tiempo de retención, y en el segundo reactor se producen la acetogénesis y metanogénesis. El objetivo principal en este sistema es la estabilidad en su funcionamiento sin parámetros que alteren su uso final que es la obtención de metano. Ambos tanques se construyen de forma idéntica, aunque el primer tanque requiere una mezcla y se precalienta la corriente de entrada y el segundo tanque se encuentra abierto, sin ser calentado la corriente que se introduce.

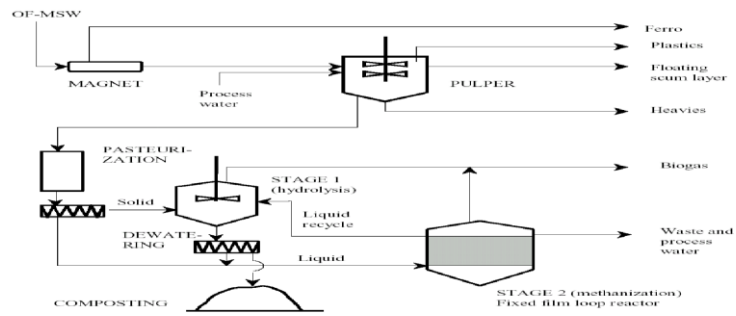


Figura 7. Sistema de dos etapas

En una comparativa de cuál de los dos sistemas es más viable usarse, se decantaría por el sistema de una etapa que es más barato, unos equipos más sencillos y un ámbito de mercado que ronda el 90%.
v xii xiii xiv

2.1 Parámetros de diseño y control en reactores anaerobios

Los reactores anaerobios son biorreactores que pueden ser utilizados para tratar efluentes domésticos o industriales con alta carga orgánica, siendo necesario el control del equilibrio de determinados parámetros ya que deben tener la menor distorsión posible al influir en los microorganismos acidogénicos y metanogénicos. Esto lleva a lograr las mejores condiciones posibles y con ello su aprovechamiento energético. Seguidamente se detalla los diferentes parámetros que afectan al rendimiento global del proceso.

Temperatura
Tiempo de retención
Grado de mezcla
Velocidad de carga orgánica

Tabla 5. Parámetros de diseño del reactor

-Temperatura: uno de los controles fundamentales que se debe tener en el reactor, puede operar en 3 regímenes diferentes como son el régimen psicrófilo (<20°C), régimen mesofílico (30-40°C) y el régimen termofílico (50-65°C). Se debe mantener una temperatura óptima (35° aprox) para que se produzca a una velocidad de reacción mayor y en un volumen pequeño del reactor, y evite la aparición de inhibidores en el desarrollo del proceso. Si la corriente de entrada no está a 35°C, se puede utilizar el propio biogás generado del proceso.

Presenta una serie de ventajas-desventajas:

- La solubilidad de los compuestos tóxicos NH_3 , H_2S y H_2 en los microorganismos desciende con el aumento de temperatura. Por otra parte, este descenso también del CO_2 provoca un incremento del PH en reactores termofílicos.
- Viene implicado con el balance energético del proceso, siendo una de las razones principales por la que no se suele operar el reactor en régimen termofílico.
- Una temperatura óptima evita rangos de viscosidad de líquidos y semisólidos considerables, mejorando el grado de mezcla.

-Tiempo de retención: permite determinar el volumen que se va a necesitar de reactor anaerobio, ya que las bacterias necesitan entre 20-30 días para obtener una elevada acumulación de biogás, conseguir el equilibrio de reproducción y muerte en la población de microorganismos para que no pierda rendimiento. Está implicada con la temperatura, dado que una temperatura inferior al óptimo produce mayores tiempos de retención y por tanto un mayor volumen de reactor.

-Grado de mezcla: necesaria para una homogeneización completa en todas las zonas del reactor manteniendo las partículas sólidas en suspensión a una velocidad que no provoque la rotura de flóculos de bacterias. Igualmente, se consigue evitar la formación de espumas en la fracción ligera y la sedimentación con la fracción pesada. Una agitación adecuada ayuda a mantener las concentraciones medias-bajas de los inhibidores.

Actualmente los sistemas de agitación empleados se clasifican en dos tipos:

- Agitación mecánica, por medio de turbinas o agitadores de baja velocidad.
- Agitación neumática, mediante inyección de biogás a presión

-Velocidad carga orgánica: se fija a través del volumen de reactor anaerobio usado. Un valor de velocidad bajo constituye una baja concentración de entrada de carga y por consiguiente una menor

cantidad de biogás, mientras que un valor superior al óptimo provoca rupturas en el régimen estacionario de funcionamiento además de pérdidas considerables de colonias de bacterias a la salida.

PH y alcalinidad
Ácidos grasos volátiles
Nutrientes
Compuestos tóxicos

Tabla 6. Parámetros de operación

-pH y alcalinidad: debe mantenerse en un valor estable próximo a 7 para que las bacterias formadoras de metano no se vean afectadas en el proceso. Es recomendable su control debido a que un rango inferior a 6,5 inhibe el desarrollo bacteriano provocado por la acumulación de ácidos grasos volátiles del reactor, y un PH superior a 8 genera iones tóxicos en el reactor. Suele ser el último parámetro de control que varía al ser muy lenta por lo que es uno de los indicadores menos determinantes de la producción.

La alcalinidad es un regulador del PH, precisa niveles por encima de 1000 mg/l CaCO₃ para tener suficiente tampón (CO₂/HCO₃ es el principal equilibrio químico que controla en el rango de PH 6-8) y conseguir una estabilidad en la operación. Sin embargo, se suele trabajar con valores que rondan 2000-5000 mg/l CaCO₃ para un mejor control del PH y estabilidad del proceso.

-Ácidos grasos volátiles: es un indicador bastante rápido del reactor anaerobio actuando como inhibidor, causado por un desacople en las cinéticas de las reacciones de producción de biogás o la entrada de productos tóxicos. Los ácidos más importantes a tener en cuenta son: fórmico, propiónico, butírico y valérico.

Las concentraciones recomendables para que su efecto sea el menor posible deben ser inferiores a 500 mg/l, pero si se asegura un buen control del PH, pueden alcanzar límites de hasta 3000 mg/l.

-Nutrientes: los principales son C, N y P, requiriendo una cierta cantidad de macronutrientes para el crecimiento bacteriano y por tanto de la formación de biogás final. Los valores promedio que suelen rondar en fase líquida de nitrógeno los 50mg/l, y de fósforo 10mg/l, siendo los esenciales para el crecimiento bacteriano. En la industria alimentaria tiene la ventaja de que no se requiere apenas la adición de estos nutrientes cuando se trata en procesos anaerobios, al ser una velocidad de crecimiento de microorganismos lenta. Deben estar de forma asimilable y reducida para los microorganismos. En el caso de que sea necesario adicionar nitrógeno, sería con NH₃, y el fósforo con ácido fosfórico o sal de fosfato.

- Compuestos tóxicos: sustancias generadas en el reactor anaerobio o que se introducen inicialmente. Aunque en concentraciones altas pueden comportarse como inhibidores, las comunidades de microorganismos pueden recuperar la normalidad entre 1-3 días.

Uno de los métodos que se emplea para que los microorganismos se acostumbren a sustancias tóxicas incluso por encima de las permitidas, son los tiempos de arranque largos.

Los compuestos tóxicos más destacados son: amonio (4g/l NH₄⁺), ión CN⁻ (1 ppm), metales pesados (0,5 g/l), compuestos clorados (1 ppm), entre otros.

i ii iii xiii xv xvi xvii xviii xix

2.2 Ventajas y desventajas del digester anaerobio, y campo de aplicación

A continuación se detalla una serie de ventajas y desventajas de la digestión anaerobia con el fin de su aplicación en una industria agroalimentaria:

- **Ventajas:**

El consumo de energía es muy bajo debido al tiempo de retención que tiene el proceso, permitiendo una mayor estabilización.

Obtención de un combustible renovable como es el biogás bajando las emisiones de efecto invernadero al sustituirse de un combustible fósil, y un digestato que si cumple las condiciones de calidad se puede usar como fertilizante.

Ingresos generados por el ahorro de energía e inclusive venta (eléctrica y térmica), con el consiguiente acceso a subvenciones que pueda traer de las instituciones al ser energía renovable.

Disminución en la dependencia externa de combustibles.

Consigue tratar y reducir los residuos finales del proceso de producción, además de eliminar los problemas de olores y materias volátiles.

Baja alimentación de nutrientes a los microorganismos al tener una velocidad de desarrollo lenta.

El biogás generado puede ser almacenado y posteriormente utilizado cuando sea necesario.

Menor volumen requerido que los reactores aerobios, sin necesidad de aporte de nutrientes.

Alta densidad de carga orgánica del orden de 5-10 veces superior a los digestores aerobios.

- **Desventajas:**

Mayor coste de producción anual e inversión inicial de la planta que supone el biogás frente a fuentes de energía de origen fósil.

Menor producción de biogás al ser un proceso lento.

Menor rendimiento energético con respecto a fuentes de energía no renovables.

Periodos de arranque comprendidos entre 30-90 días, del mismo modo que altos tiempos de retención.

Necesidad de post-tratamiento para alcanzar las normativas de calidad de vertidos.

Sensibilidad del reactor a variaciones de diseño o de operación durante la producción.

El campo de aplicación de la digestión anaerobia es variado aunque casi todos de ámbito ganadero o alimentaria con alta carga orgánica que es donde mayor cantidad de metano se puede obtener. Sus posibles usos pueden ser: como caldera para generar calor o electricidad dentro de la planta o a nivel residencial, en pilas de combustible, también en turbinas para proporcionar energía eléctrica, como combustible en transporte de la propia planta o posible expedición a la red con el consiguiente ingreso de la operación.

Los sectores industriales de la alimentación y de cerveza de todas las plantas operativas con digestores anaerobios, contienen un 32% y 27%, respectivamente siendo las que mayor aprovechamiento energético les dan, le sigue el sector de destilerías con un 17%, un 11% la industria del papel, un 8% la industria química, y un 5% lixiviados y otros sectores. ^{i ii xiii xv xvi}

2.3 Tipos de digestores anaerobios

El desarrollo en la industria de sistemas de retención de biomasa ha permitido un avance en la producción de biogás operando con tiempos de retención hidráulicos bajos y elevados tiempos de retención de sólidos.

Los diferentes tipos de reactores anaerobios son:

- Reactor de mezcla continua (CSTR): fueron los primeros digestores usados para el tratamiento de aguas residuales hasta 1950. Son reactores relativamente simples, sale una corriente por la parte superior que es el biogás y por la parte inferior el lodo que no es recirculado, actuando en mezcla perfecta. Es eficaz en aguas que tienen un alto contenido de sólidos o elevadas concentraciones de grasa y/o proteína. Necesitan largos periodos de tiempo de retención de sólidos e hidráulicos, siendo iguales en este reactor. Los tiempos de arranque del proceso son de 30-90 días, y una densidad de carga orgánica de 1-6 kg DQO/m³*d.

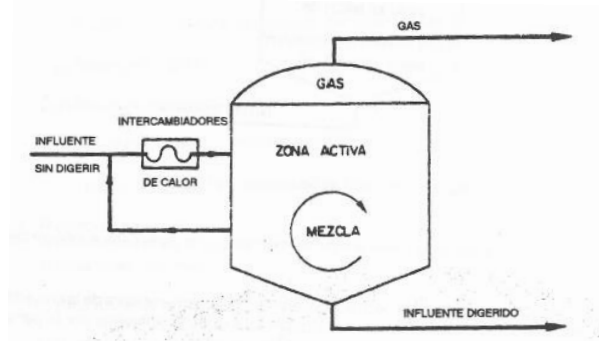


Figura 8. Reactor de mezcla continua

- Reactor de contacto: mejora el reactor anterior al ser el primer reactor en separar el tiempo de retención de sólidos del tiempo de retención hidráulico, con la consiguiente mejora de una disminución en el volumen de digestor. El reactor de mezcla perfecta viene seguido de un separador sólido-líquido donde parte del lodo es recirculado hasta la corriente de afluente del reactor sin digerir, permitiendo una inoculación y con ello una mejora posterior en las condiciones de operación del reactor. Tiene la ventaja de operar con residuos de gran contenido en sólidos con grasas y/o proteínas, un menor tiempo de arranque (20-60 días) y una mayor densidad de carga orgánica (2-10 kg DQO*d/m³). Por contra, la aparición de espumas hace dificultar la producción, posibles sobrecargas del digestor y acumulación de sustancias tóxicas.

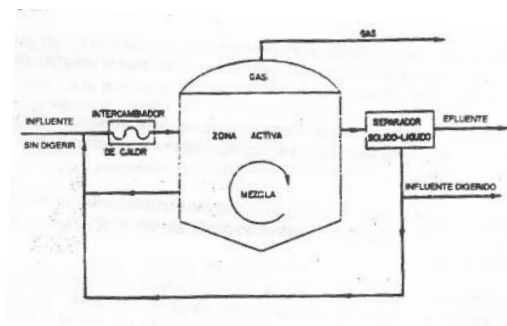


Figura 9. Reactor de contacto

- Reactor de flujo ascendente (UASB): es junto con el reactor EGSB, los dos reactores más instalados en las industrias de todo el mundo rondando cerca del 90% del mercado. Se suelen emplear mayormente para la producción de cervezas, bebidas, alimentarias entre otros sectores. En el apartado 3.4 se hará un estudio más detallado del reactor.

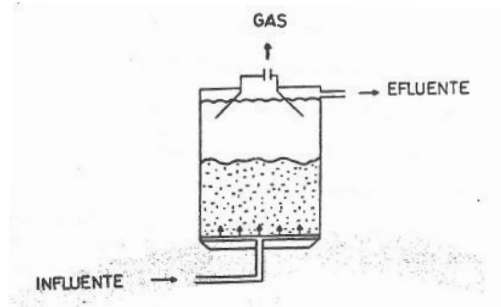


Figura 10. Reactor UASB

- Filtros anaerobios: consiste en una columna vertical con un tipo de relleno, donde la comunidad de bacterias una parte se encuentra inmobilizada en un material de soporte fijo en el reactor, y otra parte en suspensión entre los espacios vacíos que quedan. El flujo de entrada puede ser ascendente o descendente, y el material de relleno se comporta como un separador gas-sólido permitiendo la salida de gas por la parte superior. En los reactores de flujo ascendente un gran porcentaje de la comunidad bacteriana se acolmata en flóculos, en tanto que los reactores de flujo descendente la biomasa se retiene en las paredes del reactor y material de soporte, aunque con un mejor contacto entre las fases. El relleno usado puede ser: piedra, plástico, conchas de mejillones con una gran porosidad, tamaño de poro entre otras características. La ventaja de este tipo de reactores radica en su uso para aguas residuales con carga orgánica soluble consiguiendo un buen rendimiento de operación reduciendo el tiempo de retención de la biomasa, con una densidad de carga orgánica: $0,15-30 \text{ kg DQO} \cdot \text{d}/\text{m}^3$ y un tiempo de arranque entre 20-70 días. No se permite este tipo de reactores con sólidos en suspensión de un tamaño considerable.

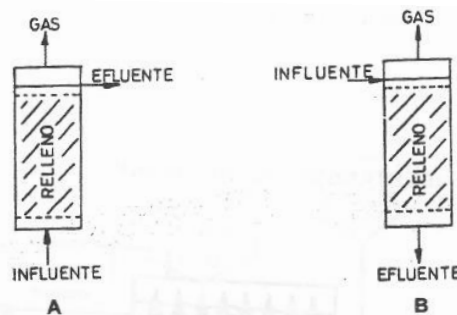


Figura 11. Filtro anaerobio

- Reactor tipo EGSB: son los últimos digestores creados, siendo una forma más avanzada de los reactores UASB ya que aumenta la eficiencia del biogás gracias a una elevada velocidad de flujo ascensional (superiores a 4 m/h) hace que se alcance una mayor eficiencia del reactor, además de un mejor contacto agua residual-biomasa. La ventaja que trae es operar con alta carga orgánica ($(15-30 \text{ kg DQO} \cdot \text{d})/\text{m}^3$), retiene todo el lodo generado y un menor coste económico que los otros reactores del mercado. El inconveniente que tiene, es que sigue siendo de una etapa y por tanto igual de vulnerable a incrementos importantes de carga orgánica.

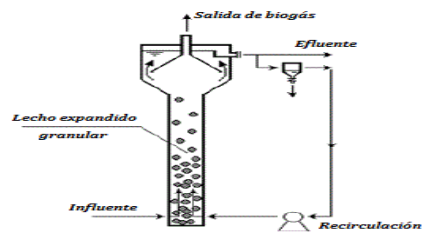


Figura 12. Reactor EGSB

ii xii xiii xx xxi

2.4 Reactor empleado UASB

Se va a emplear para el trabajo de valorización energética el reactor UASB, no por ser el más óptimo de los que se suelen emplear en este tipo de plantas, ya que el reactor IC actualmente ofrece una altura mayor del reactor, conllevando una menor superficie específica requerida y una mayor carga orgánica de operación, produciendo un mayor volumen de biogás, sino por el hecho de que la corriente de entrada de la planta de zumo, contiene una concentración de carga orgánica relativamente baja, además de un volumen diario de agua acorde a una empresa de pequeña escala, por lo que el uso de un reactor IC le añadiría un coste mayor y su eficiencia bajaría equilibrándolo al nivel que se puede conseguir con el reactor empleado.

La inversión inicial del reactor UASB es sensiblemente menor que el reactor EGSB o reactor IC que contiene un mayor volumen, al no presentar relleno evitándose así problemas de colmatación o mantenimiento periódico. Los costes operacionales son bajos ya que no necesita una recirculación, al tener una velocidad ascendente baja para conseguir retener las burbujas de gas. Los compuestos tóxicos no se ven influenciados en la operación al tratar con alta densidad de carga, a diferencia del reactor de contacto y su producción de lodos es muy baja con respecto a otros sistemas empleados.

El reactor UASB consiste en la realización de tres procesos dentro de un mismo volumen: sedimentación primaria, reactor biológico y digestión anaerobia del lodo. Por el contrario, se requiere un tratamiento posterior para una mayor degradación de la materia orgánica, como el uso de lagunas de estabilización, sistemas aerobios, etc.

Inicialmente en el arranque de la planta se inocula con fangos estabilizados de otro reactor al no haber lodo granular disponible, consiguiendo con ello una menor puesta en marcha y luego se debe controlar constantemente los parámetros de operación (temperatura, PH, nutrientes) para que el crecimiento bacteriano sea lo más eficiente posible. El arranque suele durar 1-2 meses siendo menor si se tienen varios digestores anaerobios en serie.

El agua residual a tratar se introduce por la parte inferior distribuyéndose de forma uniforme a una baja velocidad ascensional, por un manto de lodos formados como flóculos y gránulos de hasta 3-4 mm actuando como efecto filtrador. Se debe mantener estabilizadas la primera capa de lodo en el reactor con concentraciones de 4-10% y un tamaño de gránulos de 1-5mm, y la capa intermedia llamada manto de lodos con gránulos más pequeños de concentraciones 1,5-3%, flóculos y burbujas de gas, con buena capacidad de sedimentación al realizarse la actividad microbiana.

En la parte superior el reactor es donde se encuentra la zona de operación principal de este sistema. Cuenta con una campana invertida donde se produce la separación sólido/líquido/gas (separador trifásico), actúa como decantador de los sólidos sedimentables e impide la salida de los flóculos con un tamaño pequeño que está siendo arrastrado. Debajo del separador se encuentra una serie de deflectores que sirven para extraer únicamente las burbujas de gas, y devolviendo las partículas al manto de lodo.

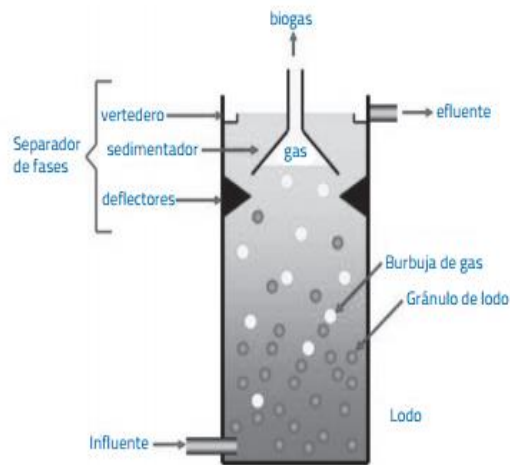


Figura 13. Reactor anaerobio de flujo ascendente

Son necesarios para un óptimo rendimiento, un pre-tratamiento a la corriente de entrada del reactor y un post-tratamiento. El pre-tratamiento es necesario para eliminar contenidos en aceites y grasas, desarenado y una corrección del PH que pueda verse afectada posteriormente. Estas mejoras iniciales permiten obtener un producto biogás de 70-95% la materia orgánica introducida. Para el post-tratamiento hace falta degradar la materia orgánica como los nutrientes y patógenos que pueda llevar mediante sistemas aerobios.

La purga se realiza cuando el reactor se encuentre saturado, ocurriendo en el momento que se produzca una excesiva salida de lodos por la corriente superior de biogás. Normalmente se hace tres años después de la fecha de arranque del equipo, extrayéndose mediante una bomba específica.

Los parámetros más importantes de este reactor son:

- Velocidad vertical ascensional (m/h): 0,6-0,9
- Densidad de carga orgánica ((kg DQO*d)/m³): 5-30, pudiendo llegar hasta 50kg DQO*d/m³.
- Tiempo de retención sólidos: 30-60 días
- Tiempo hidráulico de residencia: 0,2-2 días
- Carga orgánica del efluente: 300-80000 mg DQO/l

Correspondiente a las desventajas, tiene una puesta en marcha lenta para mantener las condiciones adecuadas del crecimiento bacteriano. Su aplicación debe ser monitorizada, un tratamiento inicial y posterior, y una temperatura obligatoriamente mayor de 25 °C para eliminar la posible formación de espumas que pueda afectar al rendimiento de operación.^{ii xix xxii xxiii}

3 SITUACIÓN ACTUAL DEL BIOGÁS EN ESPAÑA Y PLANES FUTUROS

Las energías renovables en España y países miembros de la Unión Europea están ahora mismo regidas por el Plan de Acción Nacional en materia de Energías Renovables (PANER, 2011) desde 2011 como política central de la energía cuyo objetivo es que represente un 20% del consumo final de energía, y un 10% en el sector de transporte en un plazo máximo hasta 2020. Los objetivos a conseguir principales son:

- Frenar la dependencia energética de la energía primaria apostando por una energía eficiente y sostenible.
- Ahorro económico de importaciones de combustibles fósiles con una previsión de 58.000M € especialmente en el sector eléctrico.
- Disminución de emisiones de efecto invernadero, con el objetivo de ir frenando el aumento de temperatura global del planeta.

Actualmente España se encuentra en los últimos puestos de la UE-28 en el uso de los recursos biomásicos para la generación de energía eléctrica, térmica y como combustible, algo destacable ya que tiene una gran cantidad de valor aprovechable.

La valorización energética de la biomasa es un modelo eficiente y con posibilidad de un aumento significativo a corto plazo permitiendo reducir emisiones de gases contaminantes, impide el deterioro de ecosistemas y disminuye el riesgo de incendios. Consigue una reducción aproximadamente de 334 M € de CO₂ por el cambio del tipo de combustible como de la eliminación de residuos.

El número de plantas dedicadas a la obtención de biogás son 50 con un aporte a la red eléctrica de 8-10 GWh anual, un número de plantas muy pequeño para el gran potencial renovable que puede aportar debido a una serie de dificultades políticas que han sido:

- Disminución de los incentivos económicos por el Real Decreto-ley 1/2012 en nuevas plantas de cogeneración, fuentes de energía renovables y residuos, en comparación con los combustibles de origen fósil.
- Una normativa europea común en base a la calidad del biogás ya que difiere de cada uno de los países miembros.

El cambio de transición política a finales de 2018, ha influenciado una serie de normativas ley urgentes a favor de un cambio energético renovable sin sanción en el uso de las renovables, la suspensión de la tasa de hidrocarburos a las plantas de biogás y un mayor reconocimiento del biometano fomentando su inyección a la red de gas natural.

Los sectores actuales donde mayor auge puede tener el biogás es el sector agroindustrial en parte por ser España uno de los países que más hectáreas tiene dedicadas al sector de la agricultura, alcanza el primer puesto en la producción de ganado porcino en Europa, y la silvicultura cuenta con un 57% de superficie forestal siendo el tercer país europeo en estos recursos. Eso le confiere una enorme cantidad de residuos que pueden ser usados energéticamente. La Industria de gas es otros de los sectores ya que conseguiría una descarbonización marcada por ley en pocos años gracias al uso del biogás.

Los planes de futuro de la energía renovable en España tiene varios puntos: el 35% de energía final de consumo proceda de energías renovables para contribuir a la menor dependencia de los combustibles fósiles, 40% en recorte de emisiones de gases de efecto invernadero, mejora un 30% en la eficiencia energética, mayor número de pymes con medidas y planes de eficiencia energética y una concienciación ciudadana por un correcto uso en electricidad, calefacción y transporte. ^{v xxiv xxv}

4 OBJETIVOS Y ALCANCE

El objetivo principal de este proyecto consiste en diseñar una planta de biogás a partir de un efluente de una fábrica de producción de zumo en la localidad de El Viso del Alcor. Inicialmente se tratará de determinar mediante la digestión anaerobia cuanto biogás produce la planta a partir de las características de entrada, y la generación eléctrica y térmica que se produce para utilizarla como autoconsumo en la propia planta y posibles fuentes de ingresos.

Se pretende hacer una mejora del proceso de utilización de energía convencional por otra energía renovable a partir de residuos agrícolas, implementando un campo de estudio que se está usando en grandes industrias desde hace de 5 años, y como base para futuras investigaciones.

Las líneas a seguir incluyen la realización de un estudio de análisis económico para saber si es viable el diseño y su implantación en planta, dimensionamiento de cada equipo empleado en el diseño, además de un balance de materia y energía, tipo de digestor que se usará en el diseño con respecto a los que se operan actualmente y una valoración del mercado del biogás y del zumo. Por último se identificará toda la legislación existente en España. ^{xxvi}

5 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

Se procede a describir cuales son los equipos empleados para el diseño de la planta y el porqué de su uso con respecto a otros existentes.

Al comienzo de la planta de zumo, en el proceso de extracción del zumo, cerca del 52% del fluido son constituidos por aceites esenciales, perteneciendo un 90% el componente D-limoneno. Este componente que puede ser vendido como perfume, actúa como inhibidor en la obtención del biogás, afectando de manera muy notable al rendimiento de la planta, por lo que desde la planta de producción de zumo se emplea un equipo recuperador, que consigue separar mediante arrastre con vapor el aceite del zumo quedando posteriormente almacenado sin llegar a la corriente de agua.

El primer equipo que se emplea en el diseño de la planta es el tamiz rotativo. Es necesario filtrar posibles impurezas de sólidos que puede arrastrar el fluido en la planta de zumo, y afecte luego al proceso de impulsión del fluido. Este tipo de filtración, fue puesto en marcha por la primera industria de producción de zumo en Hannover, tratando el efluente con buenos resultados (Syfried, C y Rosenwinkel, K (1997)).

Otra de las alternativas posibles fue poner un pretratamiento de desbaste por reja de finos con una luz entre barras de 10mm pero no es viable por falta de espacio. La opción de un decantador solo sería posible si la concentración de sólidos es importante.

Posteriormente se coloca un depósito de almacenamiento líquido quedando acumulados todas las corrientes de agua de la planta de producción de zumo. Como el contenido en sólidos totales es inferior al 15%, no se requiere el uso de una trituradora previa al mezclado. El tanque está cubierto para evitar malos olores y entrada de aguas pluviales.

El tanque de almacenamiento de líquido está equipado con un agitador, permitiendo homogeneizar la materia a digerir ayudando a una concentración constante antes de su entrada al reactor. Debe operar a una velocidad de rotación baja, para que no destruya bacterias y tampoco provoquen fuerzas de cizallamiento. El sistema empleado es de agitación mecánica con una potencia de mezcla entre 0,00475-0,00788 kW/m³ fluido. El agitador es de tipo hélice ya que es de los más empleados para plantas de aguas residuales, y cuando la viscosidad es baja.

La bomba centrífuga es el siguiente equipo empleado consiguiendo impulsar el fluido líquido hasta el digester UASB. Es un equipo de construcción sencilla, de bajo coste inicial y de mantenimiento, que se encarga de la impulsión de líquidos. Se usa en este caso para un caudal pequeño, venciendo la altura para que circule.

Para que la corriente de agua entre en el reactor a unas condiciones adecuadas, se debe calentar hasta unos 35°C ya que operará el reactor anaerobio en régimen mesofílico para una buena producción de biogás. Operar a esta temperatura conlleva una mejora en la velocidad de reacción y un volumen óptimo del digester. El intercambiador empleado dentro de los que se encuentran en el mercado y para las características de diseño será el de doble tubo. Se planteó la idea de usar el agua que ha condensado a la salida del biogás, ahorrando el coste de inversión y operación de una caldera para calentar el agua, pero con el diseño del condensador se comprueba que no es una buena opción por su bajo caudal másico que aporta. Se opta por una recirculación del efluente líquido del reactor UASB que viene calentada por los gases de escape de la microturbina, a través de un intercambiador gas-agua, generado del biogás que se introduce en la microturbina una vez obtenido en el proceso.

El reactor UASB opera de forma anaerobia, permitiendo mantener la temperatura óptima del proceso durante 30 días en las que se dan las cuatro fases de digestión anaerobia, y logrando un flujo constante de biogás.

Por la parte inferior de acuerdo con el tiempo de retención de los sólidos de 30 días, se recoge el exceso de lodo de las 4 capas del reactor, y es llevado a un tanque de almacenamiento de fango. Se

utiliza para el bombeo de fangos una bomba de tipo centrífugo.

El digestato de materia orgánica generado esta ya estabilizado sin olor al no tener AGV a la salida del reactor UASB, reduciendo la presencia de patógenos y su potencial putrefacción, manteniendo la concentración de nutrientes NPK al no digerirse en el reactor. Para su posterior uso, se vigila las normativas existentes del digestato para ser empleado en fertilización de campos o venta como compost. No se requiere la adición de nutrientes N, P, esenciales para el crecimiento bacteriano, ya que cumple los valores medios en fase líquida.

Por la parte superior sale el biogás llevándose a un gasómetro que sirve de almacenamiento. El gasómetro usado es de cubierta flotante, formado por láminas de plástico que evitan la fuga del biogás, y una segunda lámina exterior a modo de protección contra el clima. La presión del biogás que sale es prácticamente constante. Se almacena a baja presión (20mbar) gasómetros externos de cubierta flotante y en las conducciones de 5mbar. La presión normalmente no supera los 50 mbar.

La corriente líquida del reactor UASB sale practicamente sin sólidos a una temperatura de 35°C, siendo practicamente el caudal de entrada, por lo que se precalienta inicialmente a través de un intercambiador gas- agua de doble tubo con los gases de escape de la microturbina, y una vez aumentada su temperatura a 45°C, se lleva al precalentador de entrada para aportarle la energía térmica al fluido que entra del tanque líquido.

Se instalan unas válvulas de conducción de biogás hacia la antorcha que normalmente se encuentra cerrada, abriéndose solo cuando se requiere condiciones especiales. También se tiene una válvula de seguridad (válvula de paso) que se cierra automáticamente si detecta una entrada de biogás en el reactor debido a bajada de presión en el interior. Además se coloca apagallamas para evitar sobrepresiones (25 mbar).

Se debe quemar el biogás antes de su expulsión a la atmosfera ya que es un gas 21 veces con mayor efecto invernadero que el CO₂. El límite de emisión del ácido sulfhídrico es 10 mg/Nm³, cumpliéndolo ya que sale por la corriente superior del reactor con 1,28 mg/Nm³.

Al contener la corriente una concentración de azufre, se ha pensado por quemarse mediante incineración térmica ya que en la antorcha tendría una corrosión en la boquilla del quemador y puede formar contaminantes secundarios, pero la proporción de ácido sulfhídrico es muy baja por lo que se elige la antorcha.

La antorcha tiene la ventaja con respecto al incinerador, de que permite operar con menores caudales de gas, una temperatura de llama menor, y evita las emisiones de monóxido y dióxido de carbono además de posibles formaciones de dioxinas. Se usa la antorcha para evitar en el proceso de producción de biogás se forme un excedente de volumen en el gasómetro que genere sobrepresiones y conlleve su explosión.

La llama de la antorcha es de tipo cerrada quemándose en una cámara refractada con un control de temperatura para que no sobrepase los 850 °C evitando la formación de NO_x, ni inferior a 600 °C que genere inquemados. Se debe encontrar a una distancia mínima de 30 metros del digester anaerobio. Descarga de la corriente de forma continua.

Posteriormente se emplea una microturbina con el biogás obtenido del reactor UASB para conseguir energía térmica y eléctrica, y poder usarse en la propia planta. La energía eléctrica que se obtiene, EL excedente que tenga, será vendida a la red eléctrica española, aportando el principal ingreso que pueda tener la planta. La microturbina acepta el contenido de ácido sulfhídrico que contiene el biogás, por lo que no necesita purificarse. Entre las múltiples opciones de desulfuración que hay, se plantearon: torre de adsorción con carbón activo, tamices moleculares, precipitación con FeCl₃ y adición con aire.

El contenido en vapor de agua que se tiene en la corriente de biogás al ser una concentración baja, no es posible ser mezclada con el efluente líquido del reactor UASB.

Las válvulas se colocan de corte de tipo atajadera en la impulsión de la bomba. Son válvulas todo o nada y producen una baja pérdida de carga. Además se ponen válvulas de corte de tipo retención

para dejar pasar el fluido en una dirección y evita que circule en sentido contrario, colocándose siempre se pone en la impulsión de la bomba para que no entre en cavitación. Las válvulas se sitúan de pie en la aspiración de la bomba para evitar el descebado en las paradas. Se usan válvulas de regulación de tipo globo al operar regular el flujo y actuar rápidamente, aunque tiene grandes pérdidas de carga. Por último se usan las válvulas de corte de tipo asiento en la zona donde circula el biogás.

La empresa actualmente almacena el agua residual de la planta de zumo en una balsa de acumulación regulado por la Ley 10/98 de Residuos, ya que no cuentan con la autorización para su distribución a la red de agua, así como uso para riego agrícola de zonas adyacentes.

5.1 Diagrama de flujo de proceso

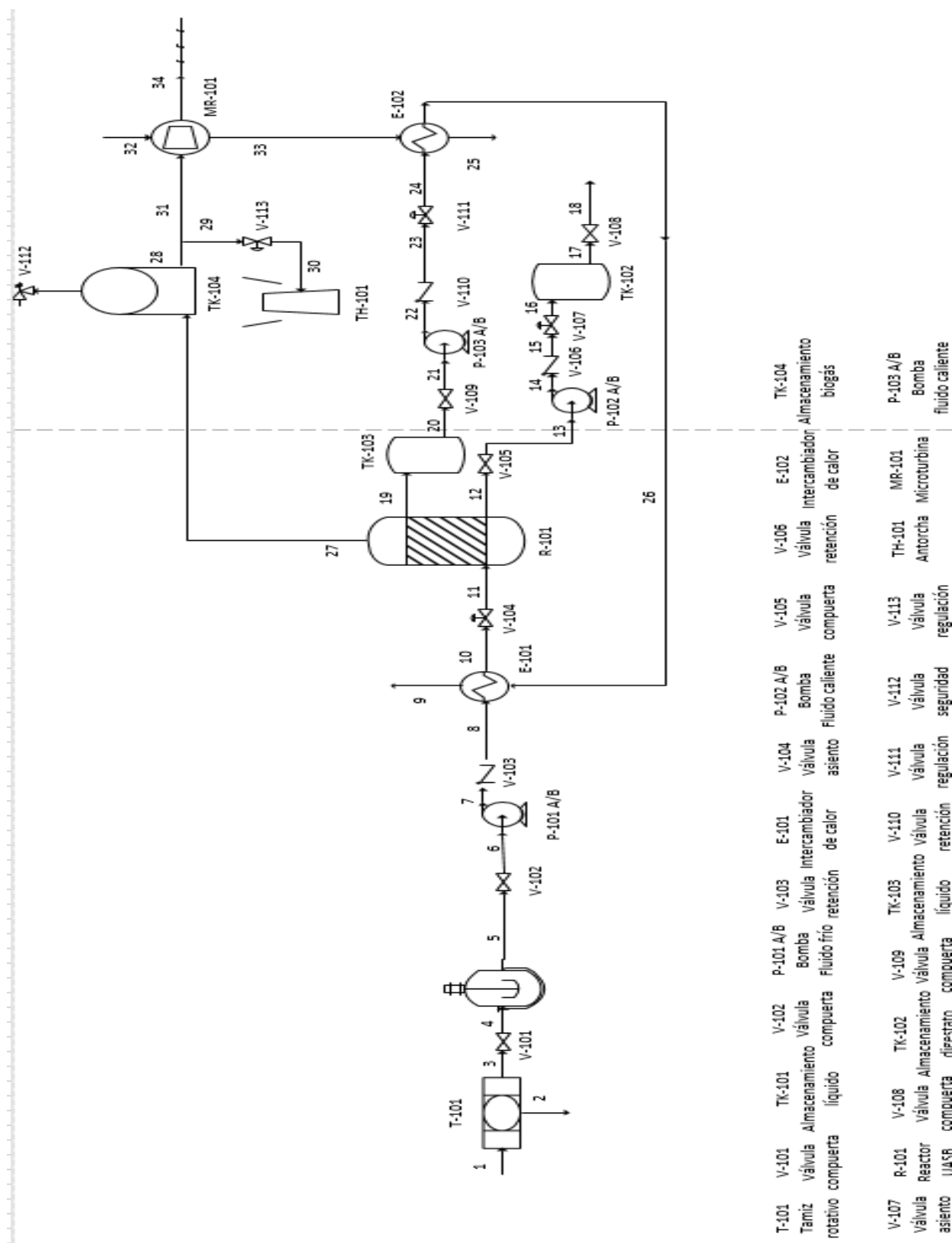


Figura 14. Diseño de la planta

6 MEMORIA DE CÁLCULO

6.1 Datos de partida

A efectos de cálculos y dimensionado, la planta de producción de zumo tendrá un periodo de funcionamiento de marzo-diciembre durante los 7 días de la semana, procesando 400tn de naranjas durante la jornada laboral con 3 turnos de 8 horas.

La planta de diseño de obtención de biogás de la que su corriente de entrada procede de la planta de producción de zumo a través de un único canal, tendrá un flujo constante mientras la planta se encuentra en pleno funcionamiento.

El reactor que se va a emplear es UASB (reactor anaerobio de flujo ascendente con manto de lodos) de una etapa tipo “húmeda”.

La corriente de agua que se va a tratar procede:

-25 m³ de aporte inicial al depósito de descarga de la naranja procedente de camiones. Se estima que cada semana se renueva el agua.

-3 m³/h en la zona de lavado de la naranja, donde se rocía con una concentración muy diluida de jabón para limpiar la superficie de la naranja de restos de tierra o productos químicos que hayan podido quedar adheridos.

-3 m³/h en la extracción de zumo para separar el aceite y trozos de corteza que puedan quedar.

-1 m³/h aplicado al sistema de tamizado para limpiar todo el contenido retenido en la parte superior.

-3 m³/h en el sistema de recuperación de pulpa que queda retenido del tamizado.

-5 m³ de entrada de agua al depósito pulmón una hora al día para eliminar posibles restos que puedan quedar de la anterior unidad de zumo.

-5 m³ procedente del sistema de lavado de zumo por centrifugación una hora al día.

-5 m³ usado en el pasteurizador una hora al día para la limpieza.

-5 m³ de entrada de agua al tanque de desaireación durante 1 hora al día.

- 4 m³ de agua caliente al inicio de la jornada para el pasteurizador.

- 4 m³ entrada de agua al sistema de precongelación de zumo de naranja a cada una de las 8 cisternas que tiene la planta.

- 20 m³ usado para barrido de tuberías en la zona de cisterna. Se realiza la limpieza cada semana.

- 5 m³ entrada de agua a cada una de las cisternas cada semana para su limpieza. La planta contiene 8 cantinas de 50m³ de capacidad.

En total hará falta 381 m³ de agua 1 vez a la semana en la planta y a diario se hará uso de 296 m³. La limpieza de los equipos se realiza dos horas cada día.

La corriente de entrada al diseño de la planta requiere de una serie de parámetros de diseño y de control para que se opere con el mejor rendimiento posible. Por medio de la empresa de producción de zumos del Viso del Alcor se tienen los siguientes parámetros:

<i>Elemento</i>	<i>Concentración, número de días y t^a</i>
DBO ₅ (mg/l)	3600
Sólidos en suspensión (mg/l)	1700
TRS (día)	40
TRH (día)	1
Alcalinidad (CaCO ₃)	2770
P (ppm)	10
N (ppm)	55
T ^a (°C)	15

Tabla 7. Datos aportados por la empresa de zumos

6.2 Balance preliminar de materia y energía

Corrientes	1	2	3	4	5	6	7
Temperatura (K)	288	288	288	288	288	288	288
Presión (bar)	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013
Caudal másico (kg/h)	15.875	2,70	15.872	15.872	15.872	15.872	15.872
Composición vol (%)							
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9
O ₂	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴
N ₂	0,0055	0,0055	0,0055	0,0055	0,0055	0,0055	0,0055
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 8. Datos de corriente 1-7

Corrientes	8	9	10	11	12	13	14
Temperatura (K)	288	297,77	288	288	308	288	308
Presión (bar)	1,013	1,015	1,013	1,013	1,015	1,013	1,013
Caudal másico (kg/h)	15.872	15.688	15.872	15.872	142,91	142,91	142,91
Composición vol (%)							
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	0	0
O ₂	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	0	0
N ₂	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 9. Datos de corriente 8-14

Corrientes	15	16	17	18	19	20	21
Temperatura (K)	308	308	308	308	308	308	308
Presión (bar)	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,015	1,015
Caudal másico (kg/h)	142,91	142,91	142,91	142,91	15.676	15.676	15.676
Composición vol (%)							
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	99,9	99,9	99,9
O ₂	0	0	0	0	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴
N ₂	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 10. Datos de corriente 15-21

Corrientes	22	23	24	25	26	27	28
Temperatura (K)	308	308	308	553	318	308	308
Presión (bar)	1,015	1,033	1,033	3	1,033	1,033	1,033
Caudal másico (kg/h)	15.676	15.676	15.676	4.680	15.676	53,21	53,21
Composición vol (%)							
CH ₄	0	0	0	0	0	67	67
CO ₂	0	0	0	0	0	28	28
H ₂ O	99,9	99,9	99,9	0	99,9	0,004 (sat)	0,004 (sat)
O ₂	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	6*10 ⁻⁴	21	6*10 ⁻⁴	0	0
N ₂	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	55*10 ⁻⁴	79	55*10 ⁻⁴	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0,035	0,035

Tabla 11. Datos de corriente 22-28

Corrientes	29	30	31	32	33	34
Temperatura (K)	0	0	308	298	553	308
Presión (bar)	0	0	1,033	1	3	1,033
Caudal másico (kg/h)	0	0	53,21	3.600	3.600	0
Composición vol (%)						
CH ₄	0	0	67	0	0	0
CO ₂	0	0	28	0	0	0
H ₂ O	0	0	0,004 (sat)	0	0	0
O ₂	0	0	0	21	21	0
N ₂	0	0	0	79	79	0
H ₂ S	0	0	0,035	0	0	0

Tabla 12. Datos de corriente 29-34

6. DISEÑO DE EQUIPOS

6. 1 Tamiz rotativo (T-101)

Se usa el tamiz rotativo por una serie de ventajas:

-Equipo sencillo y autolimpiable.

-Permite la separación sólido-líquido con un alto rendimiento, y largos periodos de operación.

-Luz entre barras 0,25-6 mm consiguiendo tener un diámetro de partículas menor de 6mm a la entrada de la bomba centrífuga que pueda verse afectada.^{xxxix}

Se emplea un tamiz con una luz de paso de 6mm, para eliminar los sólidos totales que pueda tener la corriente e impedir que el tamiz rotativo rechace la mínima cantidad posible de sólidos suspendidos valorizables a la hora de obtener el biogás.^{xxxix}

Se ha estimado una retención de sólidos suspendidos en el tamizado del 10% de la corriente sólida de entrada, correspondiente a sólidos suspendidos mayoritariamente inorgánicos como gravas con un tamaño mayor que la luz de malla, que procedan de la descarga de la naranja, y de la superficie de la cáscara. La arena y arcilla con un tamaño menor, constituyen el otro 10% de lo que suele tener los sólidos suspendidos totales en una corriente líquida.^{xxxix}

Salen de sólidos en suspensión por la corriente 2:

$$1700 \text{ mg/l} * 0,1 = 170 \text{ mg/l}$$

$$170 * 10^6 \text{ kg/l} * 15.875 \text{ kg/h} = 2,70 \text{ kg/h}$$

La potencia de consumo del motor del tamiz rotativo según las especificaciones del tamiz elegido, es de 0,4 kW. En el posterior apartado de análisis económico, será necesario para obtener el consumo eléctrico en la planta.

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación del tamizador rotativo.

xxxiv

6.2 Tanque de almacenamiento líquido (TK-101)

Se procede al diseño de un tanque de almacenamiento para conseguir acumular toda la corriente de agua que se genera en la planta de zumo.

El volumen teórico en el tanque de almacenamiento se calcula de la siguiente forma:

$$V = \frac{Q_m * t_r}{\rho} \quad [1]$$

donde:

Q_m , caudal másico de entrada al tanque (kg/h)

t_r , tiempo de residencia (h)

ρ , densidad del agua (kg/m³)

Se ha estimado un tiempo de residencia de 8 horas en base al reactor UASB (Metcalf & Eddy, pag 487)^{xxxv}, además de un menor coste del tanque, ya que gracias a la válvula de regulación permite controlar la entrada de caudal al digestor.

$$V_{\text{teórico}} = 127 \text{ m}^3$$

A modo de seguridad para evitar roturas, se diseña con un 20% superior al volumen teórico^{xxxvi}:

$$V_{\text{dis}} = V_{\text{teórico}} * 1,20 \quad [2]$$

$$V_{\text{dis}} = 152,40 \text{ m}^3$$

Una vez obtenido el volumen del tanque, hace falta conocer el diámetro y altura, para saber el volumen real del tanque. Se ayuda de la siguiente relación $H/D=1,5$:

$$V_{\text{dis}} = \frac{\pi * D^2}{4} * H \quad [3]$$

$$D = 5,06 \text{ m}; H = 7,59 \text{ m}$$

xxxvii

6.3 Agitador (Ag-101)

Como se ha comentado en el apartado 5, debe mantenerse en suspensión los sólidos, además de mantener una concentración constante a la descarga del tanque de líquido.

El agitador empleado para el tanque de almacenamiento de líquido, es de agitación mecánica de tipo hélice.

Inicialmente calculamos la potencia de consumo del agitador por medio de la potencia del agitador por volumen útil del tanque de almacenamiento líquido, que es de 0,0078 kW/m³util (McCabe, pag 938)^{xxxviii}:

$$P \text{ consumo} = 0,0078 \text{ kW/m}^3\text{util} * 127 \text{ m}^3\text{util} = 0,99 \text{ kW}$$

Este consumo de potencia se realizará en el análisis económico el coste que conlleva anualmente.

Las hélices grandes giran entre 400-800 rpm (McCabe, pag 261), tomándose un valor medio de 600 rpm.

Se tomará como tipo de hélice, las de tipo marina de 3 palas con paso cuadrado (McCabe, pag 261)^{xxxvii}.

Haciendo uso de las curvas características del catálogo de una empresa^{xxxix}, se selecciona el agitador a partir del diámetro del tanque y la altura:

$$D \text{ tanque} = 5,06 \text{ m}; H = 7,59 \text{ m. Se obtiene un diámetro de hélice de 370 mm.}$$

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación del agitador. ^{xl}

6.4 Bomba (P-101)

Para la impulsión del líquido al reactor, se usa una bomba de tipo centrífugo de superficie apropiada para depósitos por una serie de ventajas:

- Construcción sencilla y bajo mantenimiento del equipo por poco desgaste.
- Baja inversión inicial.
- Gran seguridad de marcha y servicio.
- Elevada relación capacidad-servicio.^{xli xlii xliii}

Se utilizada la ecuación de Bernoulli para un fluido por una conducción en una tubería:

$$\frac{P_a}{\rho} + g*Z_a + \frac{1}{2}*\alpha*U_a^2 + \Delta H_{bomba} = \frac{P_b}{\rho} + g*Z_b + \frac{1}{2}*\alpha*U_b^2 + h_{f_{a-b}} \quad [4]$$

donde:

$\frac{P_i}{\rho}$, variación de energía mecánica a la entrada y a la salida.

$g*Z_i$, variación de energía potencial a la entrada y a la salida.

$\frac{1}{2}*\alpha*U_i^2$, variación de energía cinética a la entrada y a la salida.

$h_{f_{ab}}$, pérdidas de energía mecánica por fricción y por accesorios.

ΔH_{bomba} , altura total de la bomba.

Fluido agua a partir de las tablas de agua: $\rho = 1.000 \text{ kg/m}^3$; $\mu = 1 * 10^{-3} \text{ kg/m*s}$; $P_{vap} = 0,023 \text{ bar}$ ^{xliv}

Antes de obtener la altura total de la bomba, se requiere el área y diámetro de tubería.

$$Q = v * A \quad [5]$$

donde:

Q, caudal nominal de agua (m^3/s)

v, velocidad de circulación de fluido (m/s)

A, área de la tubería.

Se desconoce la velocidad del fluido, por lo que se estima un valor de 1,5m/s siendo el máximo de circulación para fluidos no viscosos (Guía Técnica IDAE, pag 20) y así conseguir un diámetro mínimo de tubería que cumpla con las especificaciones previstas y además un menor coste.

$$A = 2,93 * 10^{-3} \text{ m}^2; d = 0,061 \text{ m}$$

A partir de las tablas de diámetros de tuberías normalizadas se obtiene las dimensiones de la tubería de acero:

$$\text{Diámetro nominal} = 2 \frac{1}{2} \text{ "}; \text{diámetro interior} = 6,271 \text{ cm}; \text{sch} = 40^{\text{xl}}$$

El punto A de succión se encuentra a presión atmosférica, mientras que el punto B de impulsión se encuentra también a presión atmosférica. La sección es la misma por lo que se desprecia la energía cinética, y la cota en el punto A de aspiración se tiene de 7,59 m, al colocarse la bomba al nivel del tanque de líquido. El punto B es de 6 metros que es la altura que se ha calculado del reactor.

queda:

$$\Delta H_{bomba} = h_{f_{a-b}} + g*(Z_b - Z_a)$$

Se calcula $h_{f_{a-b}}$:

$$h_{f_{a-b}} = 4f * \frac{L + L_{eq}}{D} * \frac{u^2}{2} + \sum K_j * \frac{u^2}{2} \quad [6]$$

donde:

$$4f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{u^2}{2}, \text{ pérdidas por fricción debido a longitudes de contacto.}$$

$$4f \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{u^2}{2}, \text{ pérdidas en accesorios debido a longitudes equivalentes.}$$

$$\sum K_j \cdot \frac{u^2}{2}, \text{ pérdidas en accesorios debido a resistencias.}$$

A) Rugosidad relativa (ϵ/D), haciendo uso de las tablas rugosidad relativa frente a diámetro del tubo :

$$\epsilon/D=0,0007, \text{ para tubería de acero comercial}^{x1}.$$

B) Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot D_{int}}{\mu} \quad [7]$$

donde:

ρ , densidad del agua (kg/m^3)
 u , velocidad media en la sección (m/s)
 D_{int} , diámetro interior de la tubería
 μ , viscosidad del agua ($\text{kg/m} \cdot \text{s}$)

$$u = \frac{Q}{A} = 1,43 \text{ m/s}$$

$$Re = 8,96 \cdot 10^4$$

Se entra en un gráfico que relaciona el número de Reynolds obtenido y la rugosidad relativa, para obtener el factor de fricción $x1$:

$$4f = 0,018$$

Por último, queda determinar las pérdidas por energía mecánica debido a los accesorios por medio de las tablas de longitud equivalente y coeficientes de resistencia en función del diámetro interno del tubo.

Se ha estimado la longitud de la tubería de 9 m en base a los valores medios 6-12 m (McCabe, pag 207). Además en la zona B de impulsión se le ha añadido los 6m de altura del reactor UASB.

Zona de aspiración(A):

Válvula de atajadera abierta: 0,5 m

Embocadura ordinaria: 1,2 m

Codo 90°: $2,5 \cdot 2 = 5$ m

Zona de impulsión (B):

Válvula de retención abierta: 5 m

Entrada de agua gradual: $k=0,75$

Válvula de regulación globo: 22 m

queda:

$$h_{f_{a-b}} = 15,89 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$h_{f_{interc \text{ sección interna agua}}} = 6,60 \text{ m} = 64,73 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\Delta H_{bomba} = \text{m}^2/\text{s}^2 = 7 \text{ m}$$

Se selecciona la bomba más adecuada:

Q=15,872 m ³ /h	ΔH bomba=7 m
----------------------------	--------------

Tabla 13. Valores obtenidos de la bomba P-101

La potencia de consumo de la bomba se determina:

$$P = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot \Delta H_{bomba}}{\eta_b} \quad [8]$$

donde:

Q, caudal de entrada a la bomba (m³/s)

ρ, densidad del fluido (kg/m³)

g, gravedad (m/s²)

ΔH_{bomba}, altura que da la bomba (m)

η_b, rendimiento de la bomba (%)

Se toma un rendimiento de la bomba del 50% (McCabe, pag 211).

Queda una potencia de consumo de 0,57 kW

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación de la bomba.

6.5 Intercambiador (E-101)

Una vez en la corriente de agua ha sido eliminada la granulometría de partículas mayor de 1mm para que afecte lo menos posible a la bomba centrífuga con un tamiz, se impulsa el fluido y se le aplica un pre-calentamiento para que entre al reactor UASB a 35°C con un intercambiador de calor.

El pre-calentamiento de la corriente se puede realizar de varias formas:

- Pre calentamiento de la entrada
- Calentamiento por recirculación
- Calentamiento interno
- Calentamiento por corriente gaseosa

Se suele emplear en plantas de biogás la incorporación del intercambiador interior del digestor por medio de una serie de tuberías, pero conlleva unos mayores costes de mantenimiento y la posible parada del digestor, por lo que no es recomendable su uso. Por ello, se coloca el intercambiador de calor en el exterior del digestor antes de su entrada.^{xiv}

Se opta por un intercambiador de doble tubo por varias razones:

- Competitivos para áreas bajas.
- Superficie de 1 a 100 m².
- Se usan para corrientes con suciedad, que luego fácilmente se limpia.
- Repuestos del intercambiador se pueden conseguir en poco tiempo al ser de los intercambiadores más usados.^{vi}

Estimaciones medias iniciales:

El coeficiente de película externo es 6.250 W/m²*K^{xl}

El fluido frío circula por los tubos por su ensuciamiento y menor presión por razones de seguridad^{xl}.

Se toma como temperatura media del fluido que circulan por los tubos de 20°C, para adoptar las siguientes propiedades del agua líquida^{xl}, haciendo uso de la ecuación [7]:

$\rho=999,5 \text{ kg/m}^3$; $c_p=4,176 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$; $\mu=1\cdot 10^{-3} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$; $\nu=1,001\cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $k=599,8\cdot 10^{-3} \text{ W/m}\cdot\text{K}$;

$Pr=6,975$

La velocidad de circulación debe estar en torno a 1,5 m/s, por lo que el diámetro interno se calcula por medio de la ecuación [5]:

$D_{int}=0,061 \text{ m}$

$D_{ext}=0,122 \text{ m}$

$Re=91.454$

Se hace uso de la correlación 27 para obtener Nusselt^{xl}:

$$Nu= 0,023\cdot Re^{4/5}\cdot Pr^n \quad [9]$$

Donde $n=0,4$ al ser la temperatura de la superficie mayor que la del tubo.

$Nu=466$

A partir de la ecuación de Nusselt, se puede obtener el coeficiente de película interno:

$$Nu= (h_i\cdot L_c)/k \quad [10]$$

donde:

h_i , coeficiente de película interno ($W/m^2 \cdot K$)

L_c , longitud característica (m)

k , conductividad térmica del fluido ($W/m \cdot K$)

$$h_i = 4.579 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

El coeficiente global de transferencia medio para un intercambiador líquido-líquido:

$$U = \frac{1}{A_{ext} \cdot resistencia} = \frac{1}{A_{ext} \cdot \left(\frac{1}{h_i \cdot D_{int}} + \frac{F_{si}}{A_{int}} + \frac{1}{h_e \cdot D_{ext}} + \frac{F_{se}}{A_{ext}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{int}}\right)}{2\pi k L} \right)} \quad [11]$$

Se toma como factor de ensuciamiento interno y externo $1,75 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot K/W$ y una constante térmica de acero al carbono $60,5 \text{ W/m} \cdot K$ ^{xl}

$$U_{global} = 744 \text{ W/m}^2 \cdot K \text{ }^{xl}$$

El coeficiente global líquido-líquido está comprendido entre $300-1400 \text{ W/m}^2 \cdot K$ para intercambiadores de doble tubo, por lo que el cálculo es correcto.

Se hace uso del método de dimensionado F-DTLM, para obtener el valor de temperatura de salida del fluido caliente, y así obtener el número de unidades de transferencia.

$$Q = U_{global} \cdot A \cdot F \cdot DTLM \quad [12]$$

siendo:

-Q, caudal generado (kW)

-U, coeficiente global ($W/m^2 \cdot K$)

-A, área de transferencia (m^2)

-DTLM, diferencia de temperatura media logarítmica

-F, factor F

Se toma un valor de $F=1$, para un intercambio a contracorriente de doble tubo^{xxxv}

$$DTLM = \frac{(T_{c,entrada} - T_{f,salida}) - (T_{c,salida} - T_{f,entrada})}{\ln\left(\frac{T_{c,entrada} - T_{f,salida}}{T_{c,salida} - T_{f,entrada}}\right)} \quad [13]$$

Para obtener la DTLM, primero se necesita calcular la potencia necesaria en el intercambiador, y así luego poder hallarse las temperaturas a la entrada y salida del fluido caliente y frío.

La cantidad de potencia necesaria en el intercambiador, se obtiene a través del balance de materia:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (t_{sale} - t_{entra}) = M \cdot c_p \cdot (T_{sale} - T_{entra}) \quad [14]$$

donde:

m , caudal másico fluido frío (kg/s)

M , caudal másico fluido caliente producido (kg/s)

c_p , calor específico ambos agua ($kJ/kg \cdot K$)

$$Q = 4,41 \text{ kg/s} \cdot 4,18 \text{ kJ/kg} \cdot K \cdot (308 - 288) \text{ K} = 368,68 \text{ kW}$$

Esta potencia es necesaria que tenga el fluido que circula por la carcasa, que será la recirculación del efluente líquido del reactor UASB, proveniente del intercambiador gas-agua.

$$DTLM = 7,75$$

Queda en la ecuación de transferencia: $A = 63,86 \text{ m}^2$

Se sobredimensiona el área un 20% por razones de seguridad ^{xxxv}, quedando:

$$A=76,63 \text{ m}^2$$

Es un valor correcto, ya que para los intercambiadores de doble tubo, el área de transferencia es de un máximo de 100 m^2 ^{xxvii}.

La caída de presión que se produce en el intercambiador por donde circula el fluido caliente y fluido frío, se calcula a través de la ecuación de fanning al igual que en la bomba, pero en este caso sin las pérdidas debidas a accesorios:

$$\Delta P = hf_{a-b} * \rho * g = f * \frac{L}{D_{total}} * \frac{u^2}{2g} = f * \frac{L}{D_{total}} * \frac{u^2}{2g} \quad [15]$$

La longitud del intercambiador de doble tubo, formado por una “horquilla”, tienen una longitud de $6-7 \text{ m}$ ^{xlv}, por lo que el número de tramos necesario:

$$A_{ext} = \Pi * D_{ext} * L_{horquilla} \quad [16]$$

queda:

$$A_{ext} = 2,68 \text{ m}^2$$

$$A_{total} = 2,68 \text{ m}^2$$

El número de tramos necesarios:

$$N^{\circ} \text{ tramos} = A \text{ intercambiador} / A_{tramo} \quad [17]$$

$N^{\circ} \text{ tramos} = 26$. Serán por tanto 26 tramos de 7 metros cada uno.

El régimen para el fluido que circula por la carcasa, con una temperatura media de 33° C , a través de la ecuación [7] con una velocidad de circulación del fluido de $1,5 \text{ m/s}$:

$$Re = 252.858$$

Posteriormente, se usa la ecuación de Colebrook para hallar el factor de fanning ^{xlvi}:

$$1/\sqrt{f} = -2 * \log * \left(\frac{2,51}{Re * \sqrt{f}} \right) \quad [18]$$

Se obtiene un factor de fanning de: $f=0,015$.

La pérdida de carga que se produce queda por tanto, siendo $D_{total} = 0,061 \text{ m}$, teniendo en cuenta en los codos de los 26 tramos:

$$\text{Longitud equivalente codo } 90^{\circ}: 26 * 2 = 52 \text{ m}$$

$$hf_{\text{intercambiador sección externa agua-agua}} = 6,60 \text{ m}$$

La caída de presión queda, usando la ecuación [15]:

$$\Delta P = 64.365 \text{ Pascales} = 0,64 \text{ bar}$$

La caída de presión por la zona donde pasa el fluido frío, se calcula de la misma manera, salvo el diámetro que en este caso es el equivalente al ser la sección anular:

$$D_{eq} = 4 * R_{hid} = 4 * \frac{\left(\frac{\Pi}{4}\right) * (D_{ext}^2 - D_{int}^2)}{\Pi * (D_{int} + D_{ext})} = D_{ext} - D_{int} \quad [19]$$

$$D_{eq} = 0,061 \text{ m}$$

Luego, se calcula el número de Reynolds a la temperatura media de 20°C, y el factor de fanning iterando de igual modo:

$$Re=91.500$$

El factor de fanning obtenido es: $f=0,019$

Se debe tener en cuenta en esta sección también, los codos de los 26 tramos:

Longitud equivalente codo 90°: $26*2=52$ m

$$\Delta P=0,82 \text{ bar}$$

6.6 Reactor UASB (R-101)

Equipo principal de todo el proceso de obtención de biogás sobre el que más atención al diseño se tiene que tener en cuenta.

Se necesita inicialmente saber qué cantidad de oxígeno consumido por la materia orgánica en el agua (DQO) entra en el reactor, por lo que se calcula a partir del dato de DBO_5 que es 3.600mg/l primero la $DBO_{1 \text{ día}}$. Para una cinética de primer orden:

$$DBO_{T=5 \text{ días}} = DBO_{\infty} * (1 - e^{-K*T}) \quad [20]$$

donde:

DBO_{∞} , máxima concentración de materia orgánica completamente desarrollada.

K, constante cinética de la DBO (día^{-1})

La constante cinéticas para industrias alimentarias esta entre 0,12-0,7 sin variación con la temperatura, por lo que se toma un valor medio de 0,4 (Hernandez, 2015).

Se obtiene:

$$DBO_{\infty} = 4.163,4 \text{ mg/l}$$

$$DBO_{T=1 \text{ día}} = 1.372,58 \text{ mg/l}$$

Para obtener la DQO, se consigue por medio del factor de biodegradabilidad (fb) que es la relación DBO_5/DQO siendo un parámetro importante para determinar si la materia orgánica de la corriente de agua es biodegradable si está en torno a valores mayores de 0,5 o poco biodegradable para valores menores de 0,5.

Estudios realizados por la comisión europea de mejores técnicas disponibles para la industria alimentaria en tema de vertidos, además de un estudio de la universidad de Almería, estiman para ajustar el diseño del reactor, un factor de biodegradabilidad de 0,6^{xlvi}.

$$fb (DBO_5/DQO) = 0,6$$

$$DQO = 6.000 \text{ mg/l}$$

Si la DQO estuviera en torno a 1300 mg/l, se preferiría usar el tratamiento aerobio con respecto al anaerobio.

Posteriormente se calcula el volumen del digestor anaerobio UASB:

$$V = Q * tr \quad [21]$$

donde:

V, volumen del digestor (m^3)

Q, caudal a tratar ($\text{m}^3/\text{día}$)

Tr, tiempo de residencia hidráulico (días)

El tiempo de residencia hidráulico, que es el tiempo que tarda el líquido en salir del reactor, es mayor cuanto mejor rendimiento se quiera tener del producto, se coge un valor medio de 8 horas (Metcalf & Eddy, pag 487).

Se sobredimensiona el caudal de entrada un 20% por razones de seguridad en la planta ^{xxxv}.

Se obtiene:

$$V \text{ reactor UASB} = 152,4 \text{ m}^3$$

La carga orgánica que acepta el reactor al día se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$C.O = \frac{DQO_{entrada} \left(\frac{mg}{l}\right) * Q_{entrada} \left(\frac{m^3}{día}\right)}{V_{reactor} (m^3) * 1000} \quad [22]$$

donde:

DQO, demanda química de oxígeno a la entrada del reactor (kg/m³)

Q, flujo de entrada al digestor (m³/día)

V, volumen del digestor (m³)

queda:

$$C.O = 18 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ reactor} * \text{día}$$

El valor obtenido, para 35°C se encuentra en los valores óptimos de la capacidad de diseño del reactor UASB que son de 15-25 kg DQO/m³ reactor*día ^{xxxv}.

Posteriormente a partir de la velocidad ascensional se puede sacar la superficie del digestor del siguiente modo y el diámetro a continuación:

$$s = (\Pi * d^2) / 4 \quad [23]$$

donde:

s, superficie del digestor (m²)

Q_{medio}, flujo de entrada al digestor (m³/día)

v, velocidad ascensional por el digestor (m/h)

d, diámetro del digestor (m)

queda:

$$S = 25,40 \text{ m}^2; d = 5,69 \text{ m}$$

La velocidad ascensional por el digestor se ha tomado un valor medio de 0,75 m/h (Metcalf & Eddy, pag 487).

La altura del reactor UASB sería a partir del volumen de reactor y la superficie:

$$V = s * H \quad [24]$$

donde:

s, superficie del digestor (m²)

V, volumen del digestor (m³)

H, altura del digestor (m)

queda:

$$H = 6 \text{ m}$$

La altura del digestor se encuentra en el límite mínimo para que pueda ser diseñado de forma cilíndrica (Metcalf & Eddy, pag 930). ^{xlvi xlvi xlvi}

6.7 Depósito de fangos digeridos (TK-102)

La utilización de lodos procedente de la digestión anaerobia para el sector agrario, en base a la orden AAA/1072/2013 y una nueva orden a partir del 6 de agosto de 2018 de la Junta de Andalucía por un mejor uso, permite utilizar según el código LER 02 03 05, el digestato sólido previa a un tratamiento de 35°C durante un mínimo de 12 días, y posterior tratamiento a 70°C durante 30 minutos.¹

La producción de fango se estima a través de un coeficiente de producción (CEDEX,2017)^{li} de 0,15 kg SST/kgDQO) eliminado. Por lo tanto se tiene:

$$\text{Producción de fango} = 0,15 \text{ kg S.S.T/DQO) aplicado} * (6.000 \text{ mg DQO/l} * 1 \text{ kg/l} * 10^6 \text{ mg} * 15,87 \text{ m}^3/\text{h} * 24 \text{ hr/1d} * 1.000 \text{ l/1 m}^3) = 342,8 \text{ kg S.S.T/día}$$

Se calcula el caudal de lodo al día que se produce para poder dimensionar el tanque:

$$Q = \frac{\text{producción de lodo}}{Y \left(\frac{Cs}{100} \right)} \quad [25]$$

donde:

Producción de lodo, (kg S.S.T/día)

Y, densidad de lodo (kg/m³)

Cs, concentración de sólidos en el lodo (%)

La densidad del lodo ronda 1030 kg/m³ ^{li}, mientras que la concentración de sólidos es de un 10% (Metcalf&Eddy, pag 875).

$$Q = 3,33 \text{ m}^3/\text{día}$$

Se realiza del mismo modo el diseño del tanque de fango al del tanque de agua realizado al principio, con el uso de la ecuación [1].

El tiempo de residencia se ha impuesto de 8 días, acorde al volumen que tiene un camión cisterna de 21 m³ de capacidad^{liii}, y en el caso de aguantar unos días más en el depósito el caudal de fango .

$$V = 26,63 \text{ m}^3$$

A modo de seguridad para evitar roturas, se diseña con un 20% superior al volumen teórico ^{xxxv}, a partir de la ecuación [2]:

$$V_{\text{dis}} = 32 \text{ m}^3$$

Una vez obtenido el volumen del tanque, hace falta conocer el diámetro y altura, para saber el volumen real del tanque. Se ayuda de la siguiente relación H/D=1,5, y la ecuación [3]:

$$D = 3 \text{ m}; H = 4,50 \text{ m}$$

liii liv

6.8 Bomba fango (P-102)

Se hará uso de una bomba centrífuga de fango, para un fluido con un 90% de agua a 35°C.

Las propiedades del fluido: $\rho = 992,4 \text{ kg/m}^3$; $\mu = 653,3 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^*\text{s}$; $P_{\text{vap}} = 0,023 \text{ bar}^{\text{xxx}}$

La velocidad del fluido es de 1,5 m/s (Guía Técnica IDAE, pag 20).

Se obtiene por medio de la ecuación [5], con un caudal de 3,33 m³/h durante 1 hora en la que se extrae el lodo en exceso del reactor:

$$A = 6,16 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2; d = 0,028 \text{ m}$$

Se hace uso de las tablas de tuberías normalizadas:

Diámetro nominal = 1 1/4 “; diámetro interior = 3,505 cm; sch = 40

Posteriormente, se calcula la rugosidad relativa y n° de Reynolds a partir de la ecuación [7], para así obtener el factor de fricción.

Rugosidad relativa (ϵ/D) = 0,0018, para tubería de acero comercial^{lv}.

$$u = 0,96 \text{ m/s}$$

$$\text{Reynolds} = 5,10 \cdot 10^4$$

Relacionando el n° de Reynolds calculado y la rugosidad relativa, se puede hallar el factor de fricción:

$$4f = 0,022$$

Por último para el dimensionado de la bomba, se necesita saber los accesorios empleados en la circulación del fluido. Se estima igual que en los anteriores diseños de bombas, una longitud de tubería de 9m (McCabe, pag 207).

Zona de aspiración (A):

Válvula de atajadera abierta: 0,3 m

Embocadura ordinaria: 0,6 m

Codo 90°: 1*2 = 2 m

Zona de impulsión (B):

Válvula de retención abierta: 3 m

Entrada de agua gradual: $k = 0,75$

Válvula de regulación globo: 20 m

Usando la ecuación [6], sale:

$$hf_{a-b} = 13,86 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

El punto A de aspiración se encuentra a cota 6 metros que pertenece al reactor. El punto B es de 5 m, perteneciente a la altura del depósito de fango.

$$\Delta H_{\text{bomba}} = 4,05 \text{ m}^2/\text{s}^2 = 0,41 \text{ m}$$

Se selecciona la bomba más adecuada:

$Q = 3,33 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta H_{\text{bomba}} = 2 \text{ m}$
---------------------------------	---

Tabla 14. Valores obtenidos de la bomba P-102

La potencia de consumo de la bomba por medio de la ecuación [8]:

Queda una potencia de consumo de 0,036 Kw

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación de la bomba.

6.9 Tanque almacenamiento efluente líquido (TK-103)

Una vez sale del reactor UASB cada 8 horas, el efluente líquido normalmente con un remoción del 20% de DQO se almacena con el fin de conseguir un caudal constante a la hora de su impulsión al intercambiador gas-agua, y al precalentador agua-agua inicial.

Se efectúa su dimensionado de la misma forma que el tanque de almacenamiento de líquido a la entrada, con un tiempo de residencia de 8 horas ^{xxxv}.

A través de la ecuación [1]:

$$V_{\text{teórico}} = 126,13 \text{ m}^3$$

Igualmente, por seguridad se sobredimensiona un 20% superior al volumen teórico ^{xvii}:

$$V_{\text{dis}} = 151,35 \text{ m}^3$$

El diámetro y altura del tanque, se ayuda de la relación $H/D = 1,5$, y la ecuación [3]:

$$D = 5,05 \text{ m}; H = 7,58 \text{ m}$$

xviii

6.10 Bomba (P-103)

Para la bomba de fluido caliente se utiliza las ecuaciones y tablas aportadas de la anterior bomba.

Las propiedades del fluido para una temperatura media de 40 °C: $\rho = 992,4 \text{ kg/m}^3$; $\mu = 653,3 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^2\text{s}$; $P_{\text{vap}} = 0,023 \text{ bar}$ ^{xxxi}

Velocidad del fluido estimado (Guía Técnica IDAE, pag 20) = 1,5 m/s

A través de la ecuación [5]:

$$A = 2,90 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2; d = 0,061 \text{ m}$$

El diámetro interior y el Sch haciendo uso de las tablas de diámetros de tuberías normalizadas:

$$\text{Diámetro nominal} = 2 \frac{1}{2} \text{ "}; \text{diámetro interior} = 6,271 \text{ cm}; \text{sch} = 40$$

Se calcula la rugosidad relativa, y el número de Reynolds a partir de la ecuación [7], para obtener el factor de fricción.

$$\text{Rugosidad relativa } (\epsilon/D) = 0,0007, \text{ para tubería de acero comercial}^{\text{lvi}}$$

$$u = 1,42 \text{ m/s}$$

$$\text{Reynolds} = 1,35 \cdot 10^5$$

Usando el gráfico al igual que en la anterior bomba, que relaciona el número de Reynolds obtenido y la rugosidad relativa, sale un factor de fricción:

$$4f = 0,018$$

Queda por hallar las pérdidas por energía mecánica debido a accesorios. Se estima al igual que en la bomba del fluido frío, una longitud de tubería de 9m (McCabe, pag 207).

Zona de aspiración (A):

Válvula de atajadera abierta: 0,5 m

Embocadura ordinaria: 1,2 m

Zona de impulsión (B):

Válvula de retención abierta: 5 m

Codo 90°: $2,5 \cdot 3 = 7,5 \text{ m}$

Válvula de regulación globo: 22 m

El punto A de aspiración es de cota 7,58 m perteneciente al tanque de almacenamiento, mientras que el punto B es de cota 0 m.

queda:

$$h_{f_{a-b}} = 15,65 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$h_{f \text{ intercambiador sección interna gas-agua}} = 16 \text{ m}^{\text{lvi}} = 156,96 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$h_{f \text{ intercambiador sección externa agua-agua}} = 6,60 \text{ m} = 64,73 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\Delta H_{\text{bomba}} = 163,10 \text{ m}^2/\text{s}^2 = 17 \text{ m}$$

Se selecciona la bomba más adecuada:

$Q = 15,676 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta H_{\text{bomba}} = 17 \text{ m}$
-----------------------------------	--

Tabla 15. Valores obtenidos de la bomba P-103

La potencia de consumo de la bomba por medio de la ecuación [8]:

Queda una potencia de consumo de 1,42 kW

6.11 Gasómetro (TK-103)

La cantidad de metano generado en el reactor UASB en condiciones estándar (0°C y 1 atm) es de 0,4 l metano/ g DQO_{eliminada} (CEDEX, 2017)^{lviii}, pero como las condiciones a las que se encuentra es de 35 °C, se usa la ley universal de los gases:

$$P \cdot v = n \cdot R \cdot T \quad [26]$$

donde:

P, presión absoluta (atm)

V, volumen ocupado (l)

n, número de moles de gas (mol)

R, constante universal de los gases (atm·l/ K·mol)

T, temperatura del gas (K)

V=25,25 l

La cantidad de metano generada sería:

$$V = 0,39 \text{ L CH}_4/\text{g DQO} * 6000 \text{ mg DQO/L} * 1 \text{ g DQO/ } 1000 \text{ mg DQO} * 380.928 \text{ L entrada/día} * 0,8 = 713,11 \text{ m}^3/\text{día}$$

La cantidad de volumen de biogás, que contiene un 67% de metano (Coombs,1990) sería: 1.064,35 m³/día

El gasómetro empleado^{lix} es de cubierta flotante que trabaja a baja presión (20mbar)^{lx}, siendo los que principalmente se usan en este tipo de plantas. Se debe tener en cuenta un tiempo de residencia mínimo de 6 horas en este tipo de depósitos de cubierta flotante^{lxi}, calculándose el volumen por medio de la ecuación [22]:

$$\text{Volumen gasómetro} = 266,08 \text{ m}^3$$

A modo de seguridad para evitar roturas, se diseña con un 20% superior al volumen teórico^{lxii}:

$$\text{Volumen diseño} = 319,30 \text{ m}^3$$

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación del gasómetro.

6.12 Antorcha (TH- 101)

El diseño de la antorcha cumple el R.D 100/2011, junto con la norma UNE EN 15259:2007, además de una serie de normativas relativas a:

- Válvulas, electroválvulas e instrumentación acorde a la comunidad europea.
- Nivel sonoro cumpliendo la ISO 9613 y la ISO 9614.
- Riesgo de explosión según la normativa ATEX.

Se ha valorado los diferentes mecanismos de mezcla eficiente que existen y catálogos de empresas, escogiéndose la antorcha más adecuada para las características de la planta.^{lxiii lxiv}

La antorcha contiene los siguientes elementos:

- Apagallamas
- Válvula de cierre rápido
- Quemador de encendido automático
- Control del quemador con detección UV
- Sensores de presiones máximas y mínimas

La combustión es cerrada a una temperatura 800 °C evitando la formación de NO_x, con un tiempo de residencia en la zona de combustión de 2 segundos^{lxv}, una altura de 4 metros fabricado de acero inoxidable y una presión de operación de 20 mbar.

Se dimensiona la antorcha suponiendo una producción 1,5 veces la generada diariamente.

$$\text{Volumen biogás}=1.064,35 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Caudal de diseño: } 1,5*1.064,35=1.596,53 \text{ m}^3/\text{día}= 66,52 \text{ m}^3/\text{hr}$$

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación de la antorcha.

6.13 Motor generador (MR-101)

Para obtener la energía eléctrica y térmica, se requiere una serie de motores que transforman el biogás en energía de autoconsumo en la planta. Dentro de los que existen en el mercado, se busca el que mejor eficiencia produzca con un coste de inversión no tan elevado o que pueda ser recuperada la inversión realizada en unos años. Los motores más empleados actualmente son los motores de combustión interna, ya que proporcionan una mayor eficiencia en comparación con la microturbina y turbina de gas, sin embargo tiene unos altos costes de mantenimiento y generación de emisiones a la atmosfera, por lo que suele usarse para diseño de plantas a gran escala, al igual que la turbina de gas en plantas de grandes dimensiones. Los motores Stirling y las pilas son los últimos tipos de generadores que han aparecido en el mercado desde hace 10 años.

Tecnología	MCIA	Micro-turbina	Turbina de gas	Stirling	Pilas de combustible
Tamaño (MW)	0,03-6	0,001-0,5	0,5-30	0,025-0,055	0,1-3
Coste de instalación (€ /MW)	560.000-965.000	950.000-1.350.000	325.000-725.000	900.000-1.600.000	3.200.000-4.000.000
Costes de O&M (€/MWh)	6,2-16	6,4-12	3,2-8	4-6,4	1,5-12,3
Eficiencia sobre PCI (%)	30-42	14-30	21-40	30	26-50

Tabla 16. Tipos de motores de co-generación. Fuente IDAE

Se va a utilizar la tecnología microturbina, que cumple con la potencia de energía producida que entra al equipo. Además presenta un bajo coste de operación, menos emisiones de óxido de nitrógeno y su eficiencia puede aumentarse con el tamaño que se elija.

Se procede a calcular la energía obtenida del biogás, para conseguir la energía que se tiene eléctrica y térmica.

El poder calorífico inferior del biogás es de 6,5 kWh/ Nm³ (IDAE, 2007), con un rendimiento de metano del 0,67 (Coombs, 1990), y un caudal de biogás generado de 943,40 Nm³/día.

queda:

$$\text{Producción de energía del biogás (kWh/día)} = 6,5 \text{ kWh/Nm}^3 * 943,40 \text{ Nm}^3/\text{día} = 6.132,10 \text{ kWh/día}$$

$$\text{Potencia biogás (kW)} = 6.132,10 \text{ kWh/día} * 1 \text{ día}/24 \text{ h} = 255,50 \text{ kW}$$

La energía eléctrica alcanzada para el rendimiento del motor de microturbina se toma un valor medio del 28%^{lxvi}, garantizado por un fabricante de microturbinas:

$$\text{Producción de energía eléctrica (kWh/día)} = 6.132,10 \text{ kWh/día} * 0,28 = 1.717 \text{ kWh/día}$$

$$\text{Potencia energía eléctrica (kW)} = 1.717 \text{ kWh/día} * 1 \text{ día}/24 \text{ h} = 71,54 \text{ kW}$$

La energía térmica alcanzada para el rendimiento del generador escogido del 50 %^{lxvii}:

$$\text{Producción de energía térmica (kWh/día)} = 6.132,10 \text{ kWh/día} * 0,50 = 3.066 \text{ kWh/día}$$

$$\text{Potencia energía térmica (kW)} = 3.066 \text{ kWh/día} * 1 \text{ día}/24 \text{ h} = 127,75 \text{ kW}$$

Las pérdidas son: 255,50 kW-71,54 kW-127,75 kW= 56,21 kW

Se sobredimensiona el equipo un 20%^{lv}, quedando la producción de energía del biogás y la potencia 306,6 Kw y 7.358,52 kWh/día respectivamente.

El pre-calentador de doble tubo necesita una potencia de 368,68 kW para cumplir con sus características, por lo que se procede a usar los gases de escape que salen del motor a 270°C calentando la corriente efluente de líquido del reactor UASB, consiguiendo un ahorro en el coste de fuel-oíl.

En el apartado de Anexo, queda recogido la hoja de especificación del motor co-generador.

lxviii lxix lxx

6.14 Intercambiador de calor (E-102)

El efluente líquido del reactor UASB saldrá prácticamente limpio de sólidos del reactor con un caudal de 4,36 kg/s a 35°C, mientras que los gases de escape de la microturbina salen a 325°C con un caudal de 1 kg/s^{lxvi} y una presión de 3 bar^{lxv}, colocándose dos microturbinas en paralelo. Esto lleva a instalar un intercambiador de calor que precaliente la corriente de agua con el fin de aprovechar la energía térmica que lleva los gases de escape, y evitar el consumo de fuel-oil para calentar el fluido caliente.

Se emplea el intercambiador de calor aleteado en economizadores^{lxix}, donde la diferencia de coeficiente de película es mucho mayor un fluido de otro. El fluido con menor coeficiente de película que en este caso le corresponde al gas, circula por el exterior de los tubos, mientras que el agua circula por el interior (McCabe, pag 484).

La temperatura de salida del gas de escape debe estar comprendido en 120°C^{xliv}, lo que lleva por medio de la ecuación [13], a una temperatura de agua de salida:

$$4,36 \text{ kg/s} * 4,18 \text{ kJ/kg} * \text{K} * (T^{\text{a}}_{\text{salida líquido tubo}} - 308) \text{ K} = 1 \text{ kg/s} * 4,18 \text{ kJ/kg} * \text{K} * (553 - 393) \text{ K}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{salida líquido tubo}} = 316 \text{ K} = 43^{\circ}\text{C}$$

Antes de proceder al dimensionado del intercambiador, se calcula la temperatura de salida que tendrá el precalentador de doble tubo para cumplir con la temperatura de salida del fluido que circula por los tubos de 35°C.

Por medio de la ecuación [14]:

$$4,41 \text{ kg/seg} * 4,18 \text{ kJ/kg} * \text{K} * (308 - 288) \text{ K} = 4,35 \text{ kg/s} * 4,18 \text{ kJ/kg} * \text{K} * (316 - T^{\text{a}}_{\text{salida líquido carcasa}}) \text{ K}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{salida líquido carcasa}} = 296 \text{ K} = 23^{\circ}\text{C}$$

La temperatura media del fluido que circula por los tubos es de 40°C, siendo las siguientes propiedades del agua líquida^{xl}:

$$\rho = 992,4 \text{ kg/m}^3; \text{ cp} = 4,174 \text{ kJ/kg} * \text{K}; \mu = 653,3 * 10^{-6} \text{ N} * \text{s/m}^2; \nu = 0,658 * 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; k = 630,7 * 10^{-3} \text{ W/m} * \text{K};$$

$$\text{Pr} = 4,323$$

La velocidad de circulación debe estar en torno a 1,5 m/s, por lo que el diámetro interno se calcula por medio de la ecuación [5], y número de Reynolds, ecuación [7]:

$$D_{\text{int}} = 0,061 \text{ m}$$

$$D_{\text{ext}} = 0,122 \text{ m}$$

$$\text{Re} = 138.859$$

Se hace uso de la correlación 27 para obtener Nusselt^{xl}, ecuación [9] siendo n=0,4 al ser la temperatura de la superficie mayor que la del tubo:

$$\text{Nu} = 537,16$$

El coeficiente de película externo en este caso de gas de escape, es 325 W/m²*K^{xl}.

A partir de la ecuación de Nusselt, se obtiene el coeficiente de película interno, ecuación [10]:

$$h_i = 5.553,86 \text{ W/m}^2 * \text{K}$$

Para el coeficiente global de transferencia gas-agua, se estima un valor medio de 50 W/m²*K

Se utiliza al igual que en intercambiador de doble tubo, el método de dimensionado F-DTLM con la ecuación [12] y [13]:

$$\text{DTLM} = 140,88$$

Queda en la ecuación de transferencia: $A= 21,64 \text{ m}^2$

Se sobredimensiona el área un 20% por razones de seguridad ^{xxxv}, quedando:

$$A=24,40 \text{ m}^2$$

La caída de presión que se produce en el intercambiador por donde circula el fluido caliente a través de la ecuación [15], tomando como pérdidas de energía mecánica por fricción y accesorios, las que nos proporciona el fabricante, queda:

$$\Delta P= 156.960 \text{ Pascales}= 1,57 \text{ bar}$$

7. ANÁLISIS ECONÓMICO PRELIMINAR

A partir de una serie de inversiones realizadas desde el año cero de la planta, se estima lo que se genera de ingresos una vez cumple el primer año de funcionamiento el proceso, con el fin de evaluar la rentabilidad que pueda tener la planta y si el proyecto es aceptable^{xlix}

A: tamaño o dimensión, es el desembolso inicial que se tiene que realizar el año cero antes de la puesta en marcha.

n, duración de la inversión, va desde el inicio de la inmovilización de fondos hasta el final de la corriente de ingresos.

Cf_i, diferencia entre los cobros y pagos anuales, es la entrada de dinero debido a la inversión o subvenciones, y salida por pago de dinero por gastos variables de producción, gastos fijos de producción e impuestos, nada que ver con los ingresos y costes de la planta.

Capital circulante, son los fondos de la empresa que se han aportado de inversión inicial sobre un 10-20% del coste total de inversión^{xxxv}, para que pueda operar la planta hasta sus primeros ingresos por ventas, recuperándose el último año.

Rentabilidad:

- Valor actual neto (VAN): actualización de flujos de caja futuros que se puedan dar, a un valor presente, teniendo en cuenta la tasa de descuento y comparándose con el desembolso inicial de la planta.

$$VAN = -A + \sum_{i=1}^n \frac{Cf_i}{(1+k)^i} \quad [27]$$

Siendo:

k, tasa de descuento, tipo de interés 8%
i, número de años
Cf_i, flujo de caja
A, desembolso inicial

- Tasa interna de rentabilidad (TIR): tipo de interés que iguala el VAN a cero.

$$0 = -A + \sum_{i=1}^n \frac{Cf_i}{(1+TIR)^i} \quad [28]$$

Siendo:

i, número de años
Cf_i, flujo de caja
A, desembolso inicial
TIR, tipo de interés

1) Inversión

La inversión representa tres series de costes, que en su conjunto engloba toda la estimación del coste de la empresa. El capital fijo, es el principal componente de inversión (80-90%), perteneciendo equipos, materiales, subcontrato (obras, estructuras), y todo el apartado de licencias y dinero reservado por posibles problemas. El coste de arranque, pone a punto cada uno de los equipos comprobando y calibrando para que pueda operar a la capacidad de diseño, considerándose solo este coste si el proceso es nuevo y los operadores no tienen experiencia con los equipos. El capital circulante, representa el 10-20% del coste total de inversión y es necesario para que pueda operar la planta inicialmente hasta que recibe sus

primeros ingresos por ventas.^{xxxv}

El coste de los equipos se obtiene por 2 métodos ^{xxxv}:

- a) Presupuesto del fabricante o equipo similar en otro proyecto
- b) Regla de Williams a partir de un coste conocido de un equipo similar en otro proyecto a través de:

$$C. \text{ equipo}_a / C. \text{ equipo}_b = (A_a / A_b)^n \quad [29]$$

El exponente de costes n, se considera 0,6 para todos los equipos ^{xxxv}.

Coste de inversión	Precio(€)
Instalación equipos (90% del coste de inversión):	
Tamiz rotativo 0,40 kW (Regla de Williams)	8.989
Tanque de almacenamiento de líquido 152,4 m ³ (Regla de Williams)	32.344
Tanque almacenamiento de líquido 151,35 m ³	31.862
Agitador 1,1 kW (Regla de Williams)	2.563
Intercambiador de doble tubo A=76,63 m ² (Regla de Williams)	106.738
Intercambiador superficie aleteada 24,40 m ² (Regla de Williams)	53.317
Reactor UASB (Catálogo)	78.493
Tanque de almacenamiento de sólidos 21,2 m ³ (Regla de Williams)	14.648
Antorcha 125 m ³ /h (Catálogo)	32.287
Gasómetro 326 m ³ (Regla de Williams)	34.326
Motor de microturbina 72 kW ^v	82.800
Equipos auxiliares	8.893
Total	487.260
Capital circulante (10% del coste de inversión):	54.140
Coste de arranque (5% del coste total de equipos):	24.363
Coste total de equipos + capital circulante	541.400
Coste inversión total	565.763

Tabla 17. Costes de inversión de la planta

2) Costes

El coste de operación representa los gastos generados de la planta, tanto costes fijos referidos a personal, seguros como a gastos generales, y costes variables referidos a materias primas, producción que se emplea.

Personal: depende en gran medida de la automatización que tenga la planta, siendo básico un operario/a a jornada completa para la parte de control y supervisión de la planta. Debido al poco riesgo que conlleva la planta, además de estar anexionada con la planta de zumo, no es necesario un mayor número de personal. La zona de laboratorio con su personal auxiliar y jefe, viene ya incluido de la zona de planta de producción de zumo un trabajador/a para labores administrativas, además de los directores de ventas y operaciones.

Se considera 44 semanas de trabajo al año, con dos semanas libres por vacaciones y una semana de asuntos propios.

Amortización: tiene en cuenta varios factores como es la inflación, vida útil, y la financiación.

-Financiación de la inversión con recursos propios, sin subvención.

-Vida útil de la planta de 20 años, más un año de puesta en marcha, y valor residual cero.^{lxxii}

-Incremento anual de los ingresos del 1%.

-Incremento anual de los costes de mantenimiento del 1%.

-Incremento anual de los costes de transporte y personal del 1%.

Se tomará una amortización a 10 años.

El coste de operación que tiene la planta cada año a través del arranque de la microturbina, se obtiene a través del valor estimado por IDAE:

$$9,2 \text{ €/Mwh} * 7200\text{h/año} * 72 \text{ kW} * 1 \text{ MW}/1000 \text{ kW} = 4.769 \text{ €/año}$$

Hay que considerar el coste de operación anual que supone durante 45 días el consumo eléctrico y térmico en el arranque del reactor UASB.

El consumo anual de arranque eléctrico sería:

$$3,42 \text{ kW/día} * 0,148 \text{ €/kWh} * 24\text{h/día} * 45\text{días} = 547 \text{ €/año}$$

El consumo anual de arranque térmico, necesario para el intercambiador de doble tubo:

$$368,68 \text{ kW} * 0,1 \text{ €/kWh} * 24 \text{ h/día} * 45 \text{ días} = 39.817 \text{ €/año}$$

Para la tasa de pago del canon, a través de la ordenanza fiscal reguladora por prestación del servicio de saneamiento de Mairena del Alcor, 2007, inicialmente el vertido de agua procedente de la planta de producción de zumo se considera contaminada, al superar en más de un 60% los parámetros de DQO, DBO₅, y sólidos en suspensión. El coste mensual que supone la cuota variable se calcula a través de la siguiente fórmula:

$$[(T_a + T_v + (T_d \times K)] \times Q \quad [30]$$

donde:

T_a, tasa de abastecimiento (€/mes)

T_v, tasa de vertido (€/mes)

T_d, tasa de depuración (€/mes)

K, coeficiente de contaminación vertida

Q, caudal de agua utilizada (m³)

El vertido industrial, al superar más de dos parámetros en un 60% sobre el valor permitido, tiene un coeficiente de contaminación vertida de $K=4,5$.

queda:

$$15,69 \text{ m}^3/\text{h} * 720 \text{ h/mes} * (0,671 \text{ €/mes} + 0,35 \text{ €/mes} + 0,369 \text{ €/mes} * 4,5) = 30.292 \text{ €/mes}$$

Una vez completado el diseño de obtención de biogás, el vertido de agua se califica como permitido ya que cumple los parámetros necesarios como temperatura, PH, DQO, S.S, metales, y otros compuestos que no se encuentran en la corriente de agua.

El vertido industrial, al cumplir los parámetros permitidos, tiene un coeficiente de contaminación vertida de $K=1$.

queda:

$$15,69 \text{ m}^3/\text{h} * 720 \text{ h/mes} * (0,671 + 0,35 + 0,369 * 1) = 15.703 \text{ €/mes}$$

Supone un ahorro de coste mensual el vertido una vez sale de la planta.

La empresa para realizar el vertido a la red de aguas, debe disponer de la autorización de permiso de vertidos a la instalación pública de saneamiento.

Este coste adicional, queda reflejado junto con el arranque de la microturbina y de la planta, en otros gastos.

Costes	Precio (€/año)
Personal:	
1 operario cualificado	
Total neto	14.400
Cargas sociales ^{lxxiii} + total neto	20.837
Otros gastos ^v	75.425
Mantenimiento:	
2% de la inversión del coste total de equipos	9.745
Amortización equipos (interés anual 10%)	48.726
Ahorro por tratamiento del vertido	-15.703
Costes totales	153.430

Tabla 18. Costes totales de la planta

3) Ingresos

Los ingresos de la planta pueden venir por 3 formas:

- ❖ Venta de energía eléctrica
- ❖ Venta de energía térmica
- ❖ Venta de fango del digestor

La venta de energía eléctrica, recae casi todo el volumen de ingresos que se puede tener en la planta y con total seguridad.

La venta del fango requiere un alta calidad para poder ser vendida en el mercado, con un precio entre 15 €/m³ cuando su origen es agroindustrial^{lxxiv}.

La venta de energía térmica, debido a la distancia que pueda tener de otras instalaciones que lo requieran, no lo hace viable y normalmente se usa para autoconsumo en la planta de biogás y en la de producción de zumo.

Se calcula el ahorro eléctrico y térmico que supone el aporte del motor de cogeneración de biogás en la planta a partir del biogás generado.

La energía eléctrica calculada anteriormente, con un rendimiento del generador del 28 %, se conseguía:

Producción de energía eléctrica=1.717 kWh/día

Según el RD. 661/2007(artículo 36) actualizado con la ORDEN ITC/3353/2010, de 29 de diciembre, regulada el 1 de enero de 2015 con el vigente Plan de Energías Renovables (2011-2020), sobre la actividad de producción eléctrica dedicado a tarifas del grupo b, subgrupo 7.2, el empleo del biogás generado de biodigestores como combustible principal en instalaciones, el precio es de 0,1480 €/kWh. Las horas anuales de funcionamiento de la planta eran de 7200 hr, que corresponden a 300 días.

El autoconsumo de energía eléctrica de la planta debido a las 3 bombas centrífugas, agitador y el tamiz rotativo, se calcula el coste que supone anualmente.

Tamiz rotativo: 0,40 kW* 0,148 €/kWh*24h/día *300días/año =426 €/año

Agitador: 0,99 kW* 0,148 €/kWh*24h/día *300días/año =1.055 €/año

Bomba fluido frío: 0,57 kW* 0,148 €/kWh*24h/día *300días/año =611 €/año

Bomba fango: 0,036 kW* 0,148 €/kWh*24h/día *300días/año =38 €/año

Bomba fluido caliente: 1,42 kW* 0,148 €/kWh*24h/día *300días/año =1.510 €/año

El consumo eléctrico total de la planta es de 3.640 €/año

La planta genera de electricidad 71,54 kW, mientras que lo que consume diariamente es 3,42 kW, por lo que el excedente de electricidad es de 68,12 kW.

Actualmente no existe una prima de referencia por la venta de electricidad proveniente de biogás generado por biodigestores, por lo que el precio es de 0,1480 €/kWh.

El ingreso por venta de energía eléctrica: 68,12 kW*0,148 €/kWh *7200 h/año =72.590 €/año

La energía térmica calculada igualmente en el apartado de motor generador, el rendimiento del generador era de 50 %, se conseguía:

Potencia energía térmica (kW) = 3.066 kWh/día *1dia/24h = 127,75 kW

El contenido de fango que sale del digestato es de 342,79 kg SST/día a diario, siendo un 10% de esa cantidad perteneciente a sólidos. El precio que se estima del fango es un valor de 15 €/m³, quedando:

$$3,33 \text{ m}^3/\text{día} * 15 \text{ €/m}^3 * 300 \text{ días/1 año} = 15000 \text{ €/año}$$

El reactor UASB apenas tiene producción de lodo, por lo que el ingreso que se puede obtener como compost es ínfimo.

Ingresos	Precio (€/año)
Venta de energía eléctrica	72.590
Venta de lodo del digestor anaerobio	15.000
Ingresos totales	87.590

Tabla 19. Ingresos generados en la planta

La tasa de descuento (k) se toma del 8% para obtener el valor actual neto.

La depreciación considera que los equipos requeridos en el proceso tienen una vida finita, por lo que su valor disminuye con el tiempo.

El último año de vida útil de la planta, se recupera el capital circulante del año 0.

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos (M€)	0	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,10	0,10
Costes totales (M€)	0,00	-0,15	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,17	-0,17
Amortización (M€)	0	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05	-0,05
BAI (M€)	0	-0,11	-0,11	-0,11	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12
Impuestos (M€)	0	0	0	0	0	0	-0,04	-0,04	-0,04	-0,04	-0,04
BN (M€)	0	-0,11	-0,11	-0,11	-0,12	-0,12	-0,15	-0,15	-0,15	-0,15	-0,16
Amortización (M€)	0	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Desembolso inicial (M€)	0,57	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CF _i (M€)	-0,57	-0,06	-0,07	-0,07	-0,07	-0,07	-0,10	-0,10	-0,10	-0,11	-0,11
CF _i acumulado (M€)	-0,57	-0,63	-0,70	-0,76	-0,83	-0,90	-1,00	-1,10	-1,21	-1,31	-1,42

Tabla 20. Flujos de caja años 0-10

AÑO	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ingresos (M€)	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,11	0,11
Costes totales (M€)	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18
Amortización (M€)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BAI (M€)	-0,07	-0,07	-0,07	-0,07	-0,07	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08
Impuestos (M€)	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02	-0,02
BN (M€)	-0,09	-0,09	-0,09	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10
Amortización (M€)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Desembolso inicial (M€)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,04
CF _I (M€)	-0,09	-0,09	-0,09	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,10	-0,06
CF _I acumulado (M€)	-1,5	-1,6	-1,7	-1,8	-1,9	-2,0	-2,1	-2,2	-2,3	-2,36

Tabla 21. Flujos de caja años 11-20

Durante 5 años acumulables, se puede acoger la empresa a un crédito fiscal, en el caso de que acabe el año con pérdidas, como ocurre los primeros años.

VAN= -7,13 M€, el proyecto no es rentable desde el punto de vista económico.

TIR no podrá hallarse al tener todos los flujos de caja negativos.

Se llega a la conclusión que el proyecto no da rentabilidad en los 20 años de vida útil, a partir del siguiente año ya generaría un flujo de caja positivo.

8. NORMATIVA

- Europa:

-Directiva 2012/27/CE del Parlamento Europeo y Consejo, de 25 de octubre de 2012 relativa a la eficiencia energética, para conseguir el objetivo de eficiencia energética en 2020 de un 20%.

-Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y Consejo de 23 de abril de 2009 relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables.

-Directiva 2009/73/CE del Parlamento Europeo y Consejo de 13 de julio de 2009 relativa a normas comunes para el mercado en base al biogás.

-Directiva 2008/98/CE relativa a la Directiva Marco de residuos

-Directiva 2001/81/CE, del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2001, relativo a límites de emisión de contaminantes atmosféricos como dióxido de azufre.

-Directiva 2000/54/CE relativa a la protección de los trabajadores contra riesgos relacionados con la exposición a agentes biológicos

-Directiva 91/676/CE relativa a la contaminación por nitratos.

- España:

-Resolución de 8 de octubre de 2018, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifican las normas de gestión técnica del sistema NGTS-06, NGTS-07 y los protocolos de detalle PD-01 y PD-02.

-RD 1042/2017, de 22 de diciembre, sobre la limitación de las emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de las instalaciones de combustión medianas y por el que se actualiza el anexo IV de la Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.

-RD 900/2015, de 9 de octubre, relativo al suministro y producción de energía eléctrica como autoconsumo.

-RD 413/2014, de 6 de junio, relativo a la producción de energía eléctrica a partir de energías renovables, co-generación y residuos.

-RD 1310/90, de 29 de octubre, por el que se regula la utilización de los lodos de depuración en el sector agrario.

-AAA/1072/2013, de 7 de junio, sobre utilización de lodos de depuración en el sector agrario.

-RD Legislativo 1/2008, de 11 de enero, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Evaluación de Impacto Ambiental. Se presentará debidamente cumplimentado el estudio de impacto ambiental (Gil, 2017).

- Andalucía:

-Orden de 6 de agosto de 2018, conjunta de la Consejería de Agricultura, Pesca y Desarrollo Rural y de la Consejería de Medio Ambiente y Ordenación del Territorio, por la que se regula la utilización de lodos tratados de depuradora en el sector agrario.

-Decreto-ley 2/2018, de 26 de junio, de simplificación de normas en materia de energía y fomento

de las energías renovables en Andalucía.

-Ley 2/2007, de 27 de marzo, de fomento de las energías renovables y del ahorro y eficiencia energética de Andalucía respecto a la energía solar, la biomasa y los biocarburantes entre otros, el Decreto 169/2011, de 31 de mayo.

v xviii lxxv lxii

9. ANEXO


		Documento Número	1	Página de Revisión:	1
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DEL TAMIZADOR					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	06/09/2019	
5	Servicio:	Retención de sólidos			
6	Tamaño	0,18 kW	Tipo	Rotativo	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	agua	Viscosidad (kg/m ² s)	1*10 ⁻³	
9	Caudal (m ³ /h)	15,875	Densidad (kg/m ³)	1000	
10	Temperatura de operación (K)	288			

Figura 15. Hoja de especificación del tamiz rotativo


		Documento Número	2	Página de Revisión:	1
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DEL AGITADOR					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	06/09/2019	
5	Servicio:	Homogeneización del fluido			
6	Tamaño	0,99 kW	Tipo	Hélice	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	agua	Viscosidad (kg/m ² s)	1*10 ⁻³	
9	Caudal (m ³ /h)	15,875	Densidad (kg/m ³)	1000	
10	Temperatura de operación (K)	288			

Figura 16. Hoja de especificación del agitador


		Documento Número	3	Página de Revisión:	1
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE BOMBA					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Bomba de aspiración/impulsión de fluido			
6	Tamaño	0,57 kW	Tipo	Centrífuga	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	agua	Viscosidad (kg/m ² s)	1*10 ⁻³	
9	Caudal (m ³ /h)	15,872	Altura bomba (m)	6,63	
10	Temperatura de operación (K)	288	Presión de aspiración (bar)	1,013	
11	Densidad (kg/m ³)	1000	Presión de impulsión (bar)	1,013	
12	Potencia (kW)	0,57			

Figura 17. Hoja de especificación de la bomba


		Documento Numero	4	Página	1
				de	
				Revisión:	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE BOMBA					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Bomba de aspiración/impulsión de fluido			
6	Tamaño	1,42 kW	Tipo	Centrífuga	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	agua	Viscosidad (kg/m ² s)	314*10 ⁻⁶	
9	Caudal (m ³ /h)	15,676	Altura bomba (m)	16,62	
10	Temperatura de operación (K)	308	Presión de aspiración (bar)	3	
11	Densidad (kg/m ³)	1000	Presión de impulsión (bar)	3	
12	Potencia (kW)	1,42			

Figura 18. Hoja de especificación de la bomba


		Documento Número	5	Página	1
				de	
				Revisión:	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE GASÓMETRO					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Almacenamiento biogás			
6	Tamaño	319,31 m ³	Tipo	Gasómetro	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	Biogás	Volumen(m ³)	319,31	
9	Caudal (m ³ /h)	44,35	Presión de operación (bar)	0,002	
10	Temperatura de operación (K)	308			

Figura 19. Hoja de especificación del gasómetro


		Documento Número	6	Página	1
				de	
				Revisión:	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE ANTORCHA					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Antorcha para biogás			
6	Tamaño	66,52 m ³ /h	Tipo	Antorcha	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	Biogás	Presión de operación (bar)	0,025	
9	Caudal (m ³ /h)	66,52			
10	Temperatura de operación (°C)	800			

Figura 20. Hoja de especificación de la antorcha


		Documento Número	7	Página	1
				de	
				Revisión:	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE MOTOR					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Motor para generación de energía térmica y eléctrica			
6	Tamaño	306 kW	Tipo	Microturbina	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	Biogás	Presión de operación (bar)	0,025	
9	Caudal (Nm3/d)	943,40	Rendimiento eléctrico	0,28	
10	Temperatura de operación (K)	308	Rendimiento térmico	0,5	

Figura 21. Hoja de especificación del motor


		Documento Número	8	Página	1
				de	
				Revisión:	
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE BOMBA					
1					
2	Cliente:	Universidad de Sevilla			
3	Dirección:	C/ Juan Bautista Muñoz			
4	Localización de la planta:	Planta de producción de biogás	Fecha:	10/09/2019	
5	Servicio:	Bomba de aspiración/impulsión de fluido			
6	Tamaño	0,036 kW	Tipo	Centrífuga	
7	Condiciones de operación				
8	Fluido	agua	Viscosidad (kg/m*s)	1*10-3	
9	Caudal (m3/h)	3,33	Altura bomba (m)	0,41	
10	Temperatura de operación (K)	308	Presión de aspiración (bar)	1,013	
11	Densidad (kg/m3)	1000	Presión de impulsión (bar)	1,013	

Figura 22. Hoja de especificación de la bomba de fango

10. REFERENCIAS

- ⁱ Perez, S (2013). Evaluación de la biodegradabilidad anaerobia de residuos orgánicos pre-tratados térmicamente [tesis doctoral]. Universidad de Valladolid.
- ⁱⁱ Elordi, L (2017). Diseño de un digestor para una planta de biogás agroindustrial. Universidad de Cantabria.
- ⁱⁱⁱ Lobato, A (2012). Estudio de la co-digestión anaerobia de residuos ganaderos con otros substratos agroindustriales [tesis doctoral]. Universidad de León.
- ^{iv} Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medio Ambiente. (2016). <https://www.mapa.gob.es/es/>
- ^v Pascual, A; Ruiz, B y Gómez, P (2011). Instituto para la diversificación y ahorro de energía.
- ^{vi} Soria, E y Hernandez, C (2017). Situación de las energías renovables en España año 2016.
- ^{vii} Experimentación en Ingeniería Química 2017/2018
- ^{viii} Solis, J (2005). Línea de producción de zumo de fruta. Universidad de Sevilla
- ^{ix} Alcázar, A (2006). Industria para la elaboración de 1.750 m³ de zumos concentrados de cítricos en polígono industrial oeste (Murcia). Universidad Politécnica de Cartagena
- ^x Alonso, I (2015). Diseño y logística de una línea de elaboración de zumo de naranja natural refrigerado de 20.000l/día. Universidad politécnica de Madrid
- ^{xi} Vicente, A. (2016). *Ingeniería y Producción de Alimentos*. Madrid, España; AMV Ediciones.
- ^{xii} Gestión y Tratamiento de Residuos 2017/2018
- ^{xiii} Flotats, J y Fernandez, B (2008). Tratamiento anaerobio de residuos de la industria alimentaria.
- ^{xiv} Curso de Postgrado: "Proyectos técnicos para plantas de aguas residuales: diseño, mantenimiento y explotación". Universidad de Sevilla (1999).
- ^{xv} Campos, E (2001). Optimización de la digestión anaerobia de purines de cerdo mediante codigestión con residuos orgánicos de la industria agroalimentaria [tesis doctoral]. Universitat de Lleida.
- ^{xvi} López, A y Ruiz, C (2014). Evaluación de la producción de biogás a partir de buchón de agua mediante co-digestión anaerobia con estiércol bovino. Universidad Eafit
- ^{xvii} Pérez, JJ (2012). Diseño de un digestor anaeróbico de una depuradora de tratamiento de aguas residuales con aprovechamiento energético. Universidad Pontificia Comillas, Madrid.
- ^{xviii} Hernandez, S (2017). Biomasa algal como fuente de producción de metano vía co-digestión anaerobia. Universidad de Valladolid.
- ^{xix} García, FJ (2016). Producción de biometano a partir de biogás de vertedero. Universidad de Sevilla.
- ^{xx} Arhoun, B (2017). Digestión y co-digestión anaerobia de residuos agrícolas, ganaderos y lodos de depuradora [tesis doctoral]. Universidad de Málaga
- ^{xxi} Hernandez, L (2016). Selección y dimensionado de un sistema de generación de biogás mediante digestión anaerobia de purines codigeridos con glicerina. Universidad de Cádiz.
- ^{xxii} Márquez, M y Martínez, S (2011). Reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA's o UASB) antología. Centro Tecnológico Aragón.
- ^{xxiii} Instituto Cubano de Investigaciones de los derivados de la caña de azúcar (2006). <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=223121549002>
- ^{xxiv} Ministerio de industria, turismo y comercio. Plan de acción nacional de energías renovables en España (2010)
- ^{xxv} Comisión europea (2017). Informe de la comisión al parlamento europeo, al consejo, al comité económico y social europeo y al comité de las regiones
- ^{xxvi} Universidad Tecnológica de León. (2011). <https://es.slideshare.net/BarbieLpez/redaccin-de-justificacin-objetivos-y-alcance>
- ^{xxvii} Leiva, M (2015). Digestión anaerobia y aprovechamiento energético E.D.A.R La Golondrina (Córdoba). Universidad de Córdoba.
- ^{xxviii} Valorización energética: producción de biogás mediante co-digestión anaerobia de residuos/subproductos orgánicos agroindustriales (2011). <https://www.ainia.es/>
- ^{xxix} Llana, A (2015). Tratamiento de aguas residuales en la industria del zumo de manzana. Universidad de Oviedo.
- ^{xxx} Sinnott, R y Towler, G (2012). *Diseño en ingeniería química*. Editorial Reverté.
- ^{xxxi} Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos 2018/2019
- ^{xxxii} Hernandez, A (2015). *Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales*. Madrid, España: Garceta Grupo Editorial.
- ^{xxxiii} Gestión de Aguas y Residuos. <https://www.gedar.es/clasificacion-de-los-solidos-del-agua-residual/>
- ^{xxxiv} Syfried, C y Rosenwinkel, K (1997). "UASB- REACTOR IN THE FRUIT JUICE INDUSTRY". Elsevier Science Ltd. Vol (36). Pp (407-414)
- ^{xxxv} Metcalf & Eddy. (2000). *Ingeniería de aguas residuales*. Editorial McGraw-Hill.
- ^{xxxvi} Ingeniería de Procesos 2016/2017
- ^{xxxvii} Bellera, C; Fernandez, E; Serna, A; Domenech, E y López, R (2010). Planta de producción de acetaldehído. Universidad autónoma de Barcelona.
- ^{xxxviii} McCabe, W; Smith, C y Harriot, P (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. Editorial McGraw-Hill
- ^{xxxix} Agitadores Ideal. <http://www.bombasideal.com/>

-
- ^{xl} Castillo, C (2013). Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. Universidad de Chile
- ^{xli} Bombas Ideal. <http://www.bombasideal.com/>
- ^{xlii} Bombas KSB. <https://www.ksb.com/ksb-es/>
- ^{xliiii} Bombas NGL. <https://es.calpeda.com/productos/ngl>
- ^{xliv} Tecnología Energética 2016/2017
- ^{xlv} Intercambiadores de calor, pag 44
- ^{xlvi} Fernandez, F (2015). Diseño de reactores Upflow anaerobic sludge blanket. Universidad de Valladolid.
- ^{xlvii} Elmaslar, E; Tufekci, N; Yilmaz, G y Ovez, S (2006).” Aerobic and anaerobic treatment of fruit juice industry effluents. Journal of scientific & industrial research”. Vol(65). Pp (830-837).
- ^{xlviii} Elnekave, M; Ozden, S; Tatlier, M y Tufekci, N. (2011). “Artificial Neural Network Predictions of Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor Performance in the Treatment of Citrus Juice Wastewater”. Vol. (21). Pp (49-56)
- ^{xlix} Diseño de plantas de tratamiento de Aguas Residuales Municipales: reactores anaerobios de flujo ascendente.
- ^l Orden de 6 de agosto de 2018, conjunta de la consejería de Agricultura, Pesca y Desarrollo Rural y de la consejería de Medio Ambiente y Ordenación del Territorio, por la que se regula la utilización de lodos tratados de depuradora en sector agrario, (156), pp 10.
- ^{li} Centro de Estudios y Experimentación de Obras Públicas. http://www.cedex.es/CEDEX/lang_castellano/
- ^{lii} ST Aguatrans. <https://www.staguatrans.com/nuestros-vehiculos-camion-cisterna/>
- ^{liiii} Saorin, J. Línea de fangos de una EDAR. Universidad católica de Murcia
- ^{liv} Sáez, J (2017). Diseño de un reactor anaerobio para la digestión de fangos. Universidad politécnica de Valencia
- ^{lv} Ábaco de Moody, Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos 2018/2019
- ^{lvi} Ábaco de Moody, Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos 2018/2019
- ^{lvii} Heat exchanger Micogen. <http://www.unifin.com/>
- ^{lviii} Almeida, D (2010). “Estudio de la co-digestión de desechos orgánicos agroindustriales”. Colegio de Ciencias e Ingeniería - El Politécnico, Universidad San Francisco de Quito (2010)
- ^{lix} Gasómetro Sattler. <https://www.sattler-global.com/biogas/es/gasmetro-para-biogs-1030.jsp>
- ^{lx} Barbera, L. (2011). *Biometanización en plantas industriales avanzadas*. Madrid; Editorial Bellisco.
- ^{lxi} Hernandez, L (2016). Selección y dimensionado de un sistema de generación de biogás mediante digestión anaerobia de purines codigeridos con glicerina. Universidad de Cádiz.
- ^{lxii} Ingeniería de Procesos 2016/2017
- ^{lxiii} Antorchas Emison. <https://www.emison.com/107.htm>
- ^{lxiv} Antorchas Aqualimpia. <https://www.aqualimpia.com/antorchas-biodigestores/>
- ^{lxv} Tratamiento de efluentes gaseosos 2017/2018
- ^{lxvi} Microturbinas Capstone. <https://es.capstoneturbine.com/technology>
- ^{lxvii} Jimenez, E y Gonzalez, E (2010). Estudio de viabilidad de sistemas de purificación y aprovechamiento de biogás
- ^{lxviii} Figueroa, Y (2018). Universidad politécnica de Madrid. Modelización y análisis de una microturbina de gas con gas natural y biomasa como combustibles.
- ^{lxix} Motor co-generación. <https://www.energias-renovables.com/empresas/grupo-nova-energia>
- ^{lxx} Guzzo, D (2016). Diseño de un digestor de fango anaerobio con producción de biogás. Estudio de co-generación. Universidad politécnica de Valencia.
- ^{lxxi} Operaciones de Transferencia de Calor 2015/2016
- ^{lxxii} Simulación y Optimización de Procesos Químicos 2018/2019
- ^{lxxiii} Pymes y Autónomos. <https://www.pymesya autonomos.com/>
- ^{lxxiv} Compost Cogersa. <http://www.cogersa.es/metaspacesportal/14498/19176>
- ^{lxxv} Puchades, L (2018). <http://www.aebig.org/normativa/>