



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

Limpieza de Biogás en Fotobiorreactores de Microalgas y Bacterias

Autor:

González Sanz, Álvaro

Tutor:

**Lebrero Fernández, Raquel
Muñoz Torre, Raúl**

**Ingeniería Química y Tecnología del
Medio Ambiente**

Valladolid, Julio 2015.

Palabras clave: Biogás, Fotobiorreactor, Microalgas, Bacteria, Purificación

Resumen

Uno de los mayores problemas de la sociedad es la búsqueda de fuentes de energía renovables, constituyendo el biogás una alternativa prometedora. Sin embargo, son necesarios costosos procesos para eliminar compuestos como CO_2 y H_2S presentes en el biogás antes de su combustión. La limpieza mediante un consorcio de microalgas-bacterias ofrece una solución de bajo coste, acoplando un fotobiorreactor para el crecimiento del consorcio a una columna de absorción donde se purificará el biogás por absorción. El CO_2 será eliminado por las algas, produciendo O_2 que utilizarán las bacterias para oxidar el H_2S . Los nutrientes serán proporcionados por un agua residual, que será tratada en el proceso de forma simultánea. El informe muestra los resultados del estudio a escala de laboratorio, y un escalado para el diseño de una planta de purificación de $1200 \text{ m}^3/\text{d}$ biogás preparada para su anexión a una planta de tratamiento de aguas residuales real.

Keywords: Biogas, Photobioreactor, Microalgae, Bacteria, Purification

Abstract

One of the biggest problems of modern society is the search for new renewable energy sources, being biogas combustion one of the most promising alternatives. The main disadvantage of this technology is the need to eliminate compounds as CO_2 and H_2S present in the biogas prior its combustion, due to its high price. Cleaning by a consortium of microalgae-bacteria offers a low cost solution based on a photobioreactor coupled with an absorption column for biogas purification by CO_2 and H_2S transfer to the liquid media. The CO_2 will be eliminated by the algae, producing O_2 that will be used by bacteria to oxidize the H_2S . Nutrients will be provided by the wastewater, which will be simultaneously treated in the process. The report shows the results of the study at laboratory scale and the scale up to design a $1200 \text{ m}^3/\text{d}$ biogas purification plant coupled with a real wastewater treatment plant.

ÍNDICE

1 INTRODUCCIÓN	11
1.1 Purificación de biogás	14
1.1.1 Composición	15
1.1.2 Tratamientos de purificación	16
1.2 Purificación de biogás en fotobiorreactores de algas-bacterias	18
1.2.1 Microalgas	18
1.2.2 Bacterias	22
1.2.3 Consorcio microalgas-bacterias	22
1.2.4 Objetivos	23
2 MATERIALES Y MÉTODOS	25
2.1 Diseño experimental	25
2.1.1 Preparación del inóculo	25
2.1.2 Montaje experimental	26
2.2 Procedimiento experimental	29
2.2.1 Operación	29
2.2.2 Metodología de análisis	30
3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN	33
3.1 Relación L/G para la columna de absorción	33
3.2 Resultados obtenidos	34
3.3 Discusión	42

4 ESCALADO	45
4.1 Descripción del proceso	45
4.2 Equipos	47
4.2.1 Columna de absorción	47
4.2.2 HRAP	49
4.2.3 Sedimentador	51
4.2.4 Bombas	53
4.2.5 Compresor	53
4.2.6 Depósitos	53
4.3 Instrumentación y control	54
4.3.1 FC - 011	54
4.3.2 FC - 021	55
4.3.3 FC - 031	55
4.3.4 FC - 041	56
4.3.5 FC - 051	56
4.3.6 PC - 011	56
4.3.7 PC - 021	57
4.3.8 PC - 031	57
4.3.9 PC - 041	57
4.3.10 LC - 011	58
4.3.11 LC - 021	58
4.3.12 LC - 031	59
4.4 Estudio de seguridad	60
4.4.1 Medidas preventivas	60
4.4.2 Método HAZOP	63
4.5 Servicios	66
4.6 Evaluación económica	67
4.6.1 Costes de inmovilizado	67
4.6.2 Costes de operación	68
4.6.3 Energía del biogás	70
5 CONCLUSIONES	71

6 BIBLIOGRAFÍA	73
ANEXOS	79
ANEXO A	81
A.1 Diagrama de bloques	83
A.2 Diagrama de flujo	85
A.3 Tabla de corrientes	91
A.4 Distribución en planta	95
ANEXO B	99
B.1 Hojas de especificación	101
ANEXO C	105
C.1 Cálculos columna de absorción	107
C.2 Cálculos para el diseño del HRAP	108
C.3 Cálculos sedimentador	112
C.4 Cálculos bombas	114
C.5 Cálculos compresor	120
C.6 Cálculos depósitos	121
C.7 Cálculos costes de equipos	122
C.8 Cálculos costes de operación	127
C.9 Cálculos energía del biogás	129

ÍNDICE DE FIGURAS

1. Producción de la energía proveniente del gas natural en Europa el 2011.	(pág. 12)
2. Consumos de energía primaria de España en 2012 y 2013.	(pág. 13)
3. Producción interior de energía primaria de España en 2012 y 2013.	(pág. 13)
4. Número total de plantas de purificación de biogás en el mundo desde 1987 hasta 2009 ^[5] .	(pág. 14)
5. Vista al microscopio de 3 microalgas: <i>Spirulina</i> , <i>Dunaliella</i> y <i>Chlorella</i> .	(pág. 19)
6. Fotobiorreactores abiertos ^[14] .	(pág. 20)
7. Fotobiorreactores cerrados: plano (1) y tubulares (2 y 3) ^[14] .	(pág. 21)
8. Esquema del proceso en el consorcio microalgas-bacterias.	(pág. 23)
9. Concentraciones del inóculo del HRAP.	(pág. 25)
10. HRAP.	(pág. 26)
11. Esquema del sistema experimental.	(pág. 28)
12. Temperaturas del sistema (●) y del ambiente (Δ) durante el proceso.	(pág. 34)
13. Datos del pH de las aguas residuales (●), el HRAP (□) y el de la columna (Δ).	(pág. 35)
14. Caudales de entrada (○) y salida (●) (izquierda) y tasa de evaporación (derecha) del sistema.	(pág. 35)
15. Oxígeno disuelto en el HRAP durante el proceso.	(pág. 36)
16. Concentración (mg/l, izquierda) y flujo másico (mg/d, derecha) de TN a la entrada (●) y salida (○) del sistema.	(pág. 36)
17. Eliminación del TN en % del sistema.	(pág. 37)
18. TOC en mg/l (izquierda) y en mg/d (derecha) para la entrada (●) y salida (○) del sistema.	(pág. 38)
19. IC en mg/l (izquierda) y en mg/d (derecha) para la entrada (●) y salida (○) del sistema.	(pág. 38)
20. Eliminación del TOC (●), TC (□) e IC (Δ) del sistema.	(pág. 39)
21. Concentración de SST del sistema en la entrada (●), salida (○) y dentro de HRAP (Δ).	(pág. 40)
22. Eliminación del CO ₂ (○), H ₂ S (Δ) y CH ₄ (■) del biogás en la columna de absorción.	(pág. 40)
23. Composición del biogás purificado. Datos de CO ₂ (○), H ₂ S (●), O ₂ (Δ), N ₂ (x) y CH ₄ (◇).	(pág. 41)
24. Burbujeador de burbuja fina (izquierda) y sistema de burbujeadores (derecha) ^[19] .	(pág. 48)

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Datos de la columna de absorción experimental.	(pág. 47)
Tabla 2. Datos de la columna de absorción de la planta.	(pág. 49)
Tabla 3. Datos del HRAP.	(pág. 51)
Tabla 4. Datos del sedimentador.	(pág. 52)
Tabla 5. Datos de las bombas centrífugas.	(pág. 52)
Tabla 6. EPIs utilizados en la planta de purificación de biogás.	(pág. 62)
Tabla 7. Costes de equipo.	(pág. 67)
Tabla 8. Costes de operación.	(pág. 69)
Tabla C.1. Datos para el cálculo de columna de absorción.	(pág. 107)
Tabla C.2. Datos para el cálculo de las bombas centrífugas.	(pág. 114)

1 INTRODUCCIÓN

Actualmente, la dependencia de los combustibles fósiles para la obtención de energía es uno de los mayores problemas de nuestra sociedad. Estos combustibles fósiles incluyen tanto los productos derivados del petróleo como el gas natural.

Su consumo aumenta cada año y las reservas se van agotando, por lo que en un plazo relativamente corto de tiempo no podrán abastecer la demanda energética de la sociedad actual. En respuesta a este problema se han desarrollado formas de energía alternativas.

La energía consumida en todo el mundo prácticamente se ha duplicado en las últimas décadas, y el porcentaje de la misma correspondiente a las energías renovables ha aumentado, en especial en algunas como la eólica o hidroeléctrica ^[1].

La energía solar está siendo ampliamente utilizada, y de distintos modos ya aprovechamos la luz y energía proveniente del sol para calentar agua u obtener energía. Pero esta tecnología está aún muy lejos de poder suministrar energía suficiente para una pequeña ciudad, quedando limitada a la sustitución de una pequeña parte de la energía que utilizamos ^[1].

La generación de biodiésel también constituye una alternativa de gran potencial al cambiar únicamente el origen del combustible y no la forma de su utilización. Sin embargo, este combustible requiere de gran cantidad de materia prima, siendo la más importante los aceites vegetales, por lo que conlleva hectáreas de cultivo, lo cual no siempre es una opción ^[2].

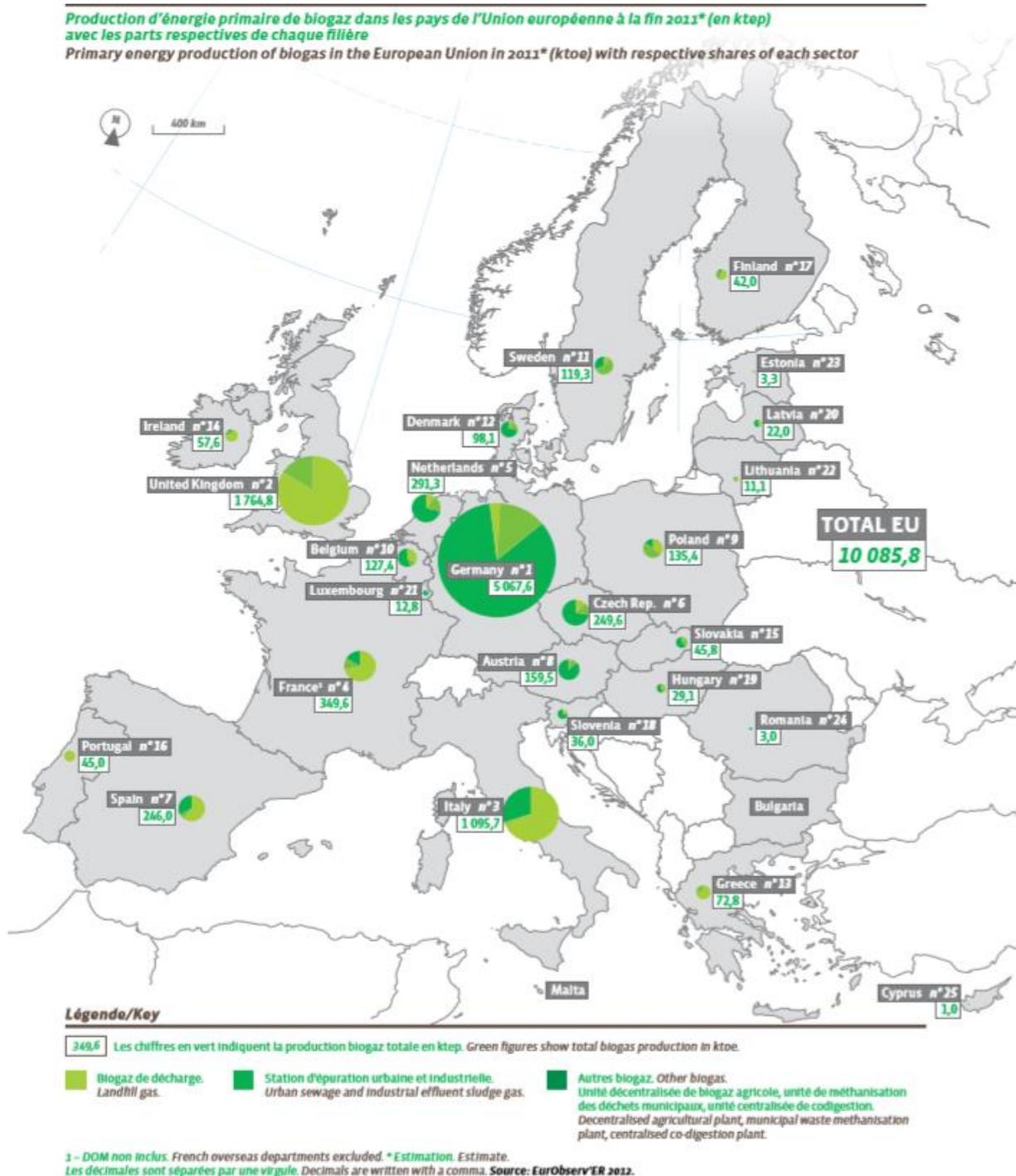
Sin embargo, a pesar de su gran potencial, estas alternativas mencionadas no son capaces, en la actualidad, de reemplazar a los combustibles fósiles debido sobre todo a la falta de tecnología y las bajas eficiencias obtenidas ^[3]. Por ello, una de las opciones de mayor expansión hoy en día y a la que se le están dedicando grandes esfuerzos de optimización es la obtención de energía a partir del biogás proveniente de la digestión anaerobia de distintos tipos de sustratos.

El biogás contiene, entre otros compuestos, metano, por lo que podría emplearse como sustituto del gas natural que ya se utiliza en muchos hogares de todo el mundo, pero sin el problema del agotamiento de las reservas.

A pesar de que el biogás puede ser utilizado para la obtención de energía directamente, la presencia de distintos compuestos no deseados (CO₂, H₂S, etc.) provoca una serie de problemas cuando es utilizado para este fin, los cuales se estudiarán más adelante.

Por esta razón el trabajo se centrará en esta fuente de energía renovable y su purificación de manera efectiva, con bajo coste y reducido impacto ambiental, para lograr un aprovechamiento óptimo de la misma.

A continuación se muestra un mapa con la producción de energía proveniente del biogás en Europa que demuestra la importancia del mismo (Figura 1) [4].



También cabe destacar los datos particulares para España ^[5], tanto los consumos de energía primaria (Figura 2) como las producciones (Figura 3).

	2012	2013	Tasa de variación %
Carbón	15510	10531	-32,1
Petróleo	53978	52934	-1,9
Gas natural	28184	26077	-7,5
Nuclear	16019	14785	-7,7
Hidráulica	1767	3163	79,0
Eólica, Solar y Geotérmica	6679	7665	14,8
Biomasa, biocarb. y resid. renovables	7558	6383	-15,5
Residuos no renovables	176	160	-9,1
Saldo imp-exp electricidad	-963	-579	-39,9
Total	128908	121119	-6,0

FUENTE: SEE.

Figura 2. Consumos de energía primaria de España en 2012 y 2013.

	2012	2013	Tasa de variación %
Carbón	2462	1688	-31,4
Petróleo	145	385	165,5
Gas Natural	52	50	-3,8
Nuclear	16019	14785	-7,7
Hidráulica	1767	3163	79,0
Eólica, solar y geotérmica	6679	7665	14,8
Biomasa, biocombustibles y residuos	6244	6014	-3,7
Total	33368	33750	1,1

FUENTE: SEE.

Figura 3. Producción interior de energía primaria de España en 2012 y 2013.

Lo más significativo de estos datos es que mientras el gas natural es la segunda fuente de energía más utilizada en España superando el 20% del consumo total, su producción es con diferencia la más baja suponiendo tan sólo un 0,15% del total ^[5].

En base a estos datos, la obtención de un biogás capaz de sustituir la gran demanda del gas natural para obtención de energía con su combustión constituye una alternativa prometedora en el campo de las energías

renovables. Sin embargo, el desarrollo de métodos eficaces y económicamente viables para su purificación supone todavía una importante limitación en la implementación del biogás.

1.1 Purificación de biogás

El número de plantas especializadas en los procesos de limpieza de biogás se ha multiplicado en los últimos años, tal y como puede observarse en la Figura 4 desde 1989 hasta 2009 [6].

El biogás final es utilizado para distintos fines según sus propiedades, que están relacionadas con el porcentaje de sus distintos componentes. De este modo, el biogás purificado o biometano puede ser utilizado en viviendas como sustituto del gas natural, en vehículos o para la generación de energía en calderas de vapor y generadores.

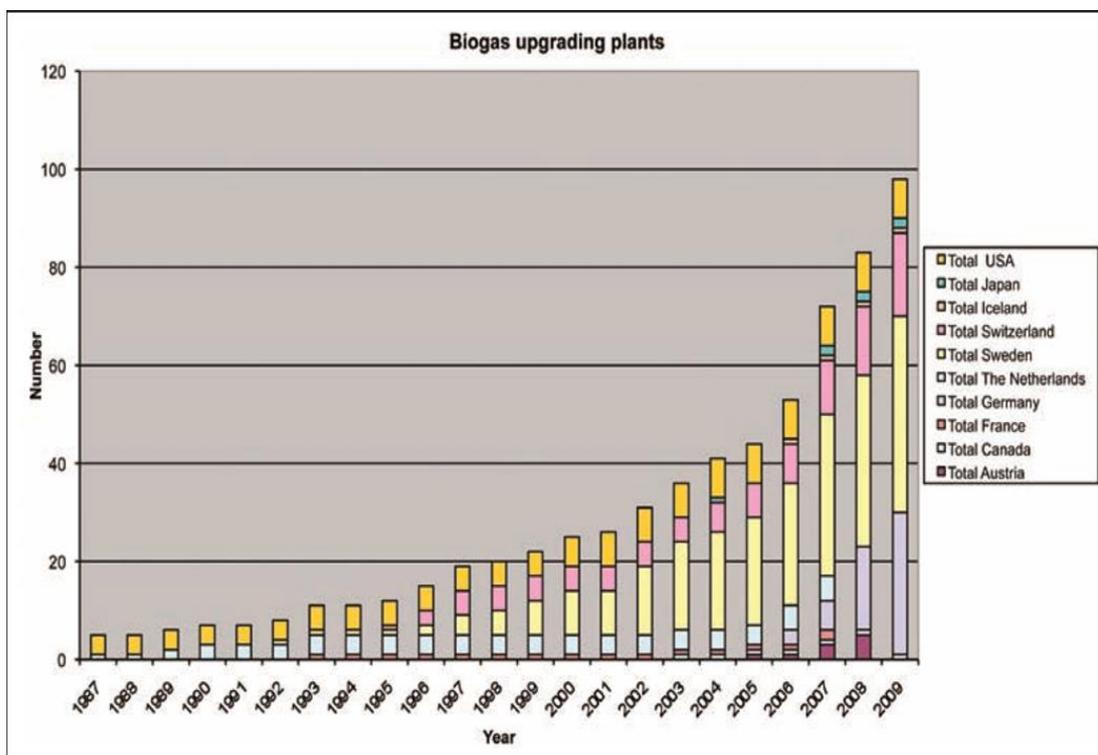


Figura 4. Número total de plantas de purificación de biogás en el mundo desde 1987 hasta 2009 [5].

1.1.1 Composición

El biogás obtenido directamente de la digestión anaerobia tiene un alto contenido en CO_2 y H_2S junto con otros contaminantes en menor proporción como compuestos orgánicos volátiles (COVs), siloxanos, humedad, etc. La presencia de estos compuestos reduce la calidad y el contenido energético del biogás, además de generar problemas de carácter operacional y de toxicidad.

El CO_2 se encuentra en concentraciones muy altas, pudiendo superar el 50% en volumen del biogás [7]. Esto provoca dos problemas básicos, la baja eficiencia del biogás debido al alto contenido en un gas no útil desde el punto de vista energético, y el aumento de coste en su transporte. Además de estas desventajas, no hay que olvidar que el CO_2 es un contaminante que fomenta el efecto invernadero.

El H_2S se encuentra en porcentajes muchos menores que el CO_2 , aproximadamente entre el 0,1-3% en volumen [7]. Esto no supone que podamos obviarlo ya que es un fuerte contaminante, posee mal olor, y puede provocar molestias y síntomas más graves que pueden llegar a la hospitalización o incluso la muerte. Con sólo una concentración de 20-50 ppm una exposición continuada puede acabar con la vida de un ser humano, y por encima de 500 ppm provoca el mismo resultado pero en un espacio de tiempo breve. Por último, este gas es muy corrosivo y puede dañar distintas partes del sistema utilizado para la combustión del biogás [8]. Por ello su eliminación es obligatoria, evitando así daños en el sistema, en el medio ambiente y en la salud humana.

También podemos incluir entre los contaminantes la presencia de humedad, pues ésta reduce drásticamente el PCI (Poder Calorífico Inferior) del biogás y puede provocar reacciones con ciertos compuestos como el H_2S y dar lugar a ácidos corrosivos. Estos ácidos son peligrosos ya que pueden dañar el recipiente en su transporte y almacenamiento, o incluso el mismo sistema utilizado para la combustión del biogás [8].

En menores concentraciones, el biogás puede contener hidrocarburos halogenados, como F o Cl, que pueden también producir corrosión, así como siloxanos, otro compuesto cuya eliminación es importante pues puede depositar sílice en el sistema [8].

Tras la depuración del biogás eliminando los compuestos no deseados, se genera un biometano que es susceptible a ser inyectado en las redes de gas natural. Para ello, debe cumplir unos límites de calidad impuestos por la

legislación correspondiente a cada país, encontrándose importantes diferencias entre unas y otras. En el caso particular de la legislación Europea, se considera biometano cuando su concentración en CH_4 es superior al 90% y su concentración de CO_2 es menor al 5%. Respecto al O_2 debe ser menor al 2%, aunque por precaución se suele tomar menor al 1% [9].

Como se ha comentado, estos valores varían para cada país siendo los mencionados un promedio de algunos de los países europeos más importantes en la materia [9]. Además la legislación varía a lo largo del tiempo, por lo que estos valores pueden cambiar.

Por lo tanto el trabajo buscará el cumplimiento de estos parámetros para poder obtener un biogás purificado con calidad asimilable al biometano.

1.1.2 Tratamientos de purificación

Actualmente existen diversos tratamientos eficaces para la eliminación de todos los compuestos anteriormente mencionados, tanto de carácter físico-químico como biológico, sin embargo no existe ninguna tecnología capaz de eliminar varios contaminantes de forma simultánea [7], [8], [10] y [11].

Por ello, se hace necesaria la combinación de varios de ellos para la purificación completa del biogás, lo que supone costes de inmovilización y de operación elevados. La elección de éstos y su orden de aplicación, así como sus pequeñas variantes, son específicos de cada método y de cada planta que los utiliza [8].

Existen sin embargo algunos procesos desarrollados a nivel de laboratorio capaces de eliminar todos los compuestos al mismo tiempo, pero aún no son rentables a gran escala debido a sus altos costes de operación [7] y [11].

Procesos físico-químicos

Algunos de estos procesos son procesos de adsorción (también llamados de lecho seco) que utilizan adsorbentes como carbón activo, silicagel, compuestos de hierro, óxidos de Cinc, o tamices moleculares de zeolitas y tamices moleculares de carbón [7], [8], [10] y [11]. Estas tecnologías permiten retirar del biogás únicamente el H_2S .

El carbón activo se utiliza también para la eliminación de siloxanos, humedad, hidrocarburos halogenados, etc. [7].

Uno de los procesos de adsorción de CO₂ más utilizados es el PSA (Pressure Swing Adsorption) [7] y [11], pudiendo usarse en ella tanto carbón activado como zeolitas, o incluso ambos al mismo tiempo.

La eliminación de compuestos se puede dar también por absorción en diferentes disoluciones, destacando el uso de compuestos metálicos, compuestos orgánicos y agua.

La absorción con compuestos metálicos, especialmente el hierro, es realmente efectiva para la eliminación del H₂S [7] y [11].

La absorción con disoluciones de compuestos orgánicos es también muy utilizada, dando muy buenos resultados los trabajos con aminas [7] y [11], pudiendo así eliminar conjuntamente el CO₂ y el H₂S.

La absorción con agua también es capaz de eliminar el CO₂ y el H₂S, presentando eficacias muy elevadas para este último debido a su alta solubilidad en el agua. La principal desventaja de este sistema es que el agua utilizada para la absorción necesita una purificación a altas presiones y temperaturas, lo que aumenta el coste del proceso [7] y [11].

También pueden utilizarse procesos de precipitación, normalmente con compuestos de hierro, para poder eliminar el H₂S [10] y [11].

Otra alternativa consiste en el uso de membranas, un proceso basado en una serie de membranas específicas que permiten o no el paso de los distintos componentes, pudiendo llegar así a altos porcentajes de eliminación [11]. Este sistema requiere sin embargo una membrana específica para el compuesto o compuestos que se quieran eliminar, lo que produce un aumento de los costes [7]. También cabe destacar la fragilidad de éstas ante la presencia de material particulado, el cual puede encontrarse en ocasiones suspendido en el biogás.

Para la eliminación de la humedad presente se aplican trampas de vapor y condensación. También se usan hidrociclones o adsorción con silicagel [7] y [11]. Realmente ésta no es una de las partes más complejas, pues la eliminación de agua en un gas es relativamente sencilla.

Procesos biológicos

Los procesos biológicos se basan en el uso de microorganismos para la eliminación de los compuestos no deseados del biogás por medio de una degradación biológica. En función del microorganismo empleado, las rutas de biodegradación serán diferentes, pudiendo alcanzarse eficacias comparables a las de los procesos físico-químicos cuando las condiciones de operación son adecuadas [7], [10] y [11].

Las características más importantes de estos procesos frente a los sistemas físico-químicos es la carencia de contaminantes secundarios, el bajo consumo de reactivos, y la posibilidad de trabajar a temperatura ambiente. Además la degradación de los microorganismos suele ser muy eficiente [7]. Todo esto derivará en una disminución del coste de operación frente a los procesos físico-químicos.

Los microorganismos que suelen utilizarse para este fin son las microalgas y las bacterias, pues con su metabolismo son capaces de eliminar algunos de los compuestos no deseados del biogás (CO_2 y H_2S , respectivamente). Sin embargo ninguno de los procesos biológicos desarrollados hasta el momento ha sido implementado a escala real.

En conclusión, los métodos actuales de purificación de biogás, si bien ofrecen eficacias elevadas para su tratamiento, presentan costes de inmovilizado y operación elevados, requieren y/o generan sustancias químicas tóxicas y originan impactos ambientales importantes. Para superar dichas limitaciones, se propone en este trabajo un procedimiento innovador de purificación del biogás mediante la acción simbiótica de algas y bacterias. El proceso se basa en la absorción de los componentes objetivo (CO_2 y H_2S) presentes en el biogás en un medio líquido de cultivo, en el que el consorcio de microalgas y bacterias sea capaz de asimilarlos.

1.2 Purificación de biogás en fotobiorreactores de algas-bacterias

1.2.1 Microalgas

Las microalgas son unos microorganismos fotosintéticos microscópicos. Sus características son similares a las de las algas comunes, presentan

importantes aplicaciones y se descubren nuevas especies cada poco tiempo [12]. A partir de ellas se pueden obtener compuestos de alto valor añadido, siendo una de las utilidades más extendidas la producción de proteínas, que se utilizan como complementos alimenticios o formando parte de alimentos [13].

Las familias más conocidas y cultivadas actualmente son la *Spirulina*, la *Dunaliella* y la *Chlorella* (Figura 5) [13].

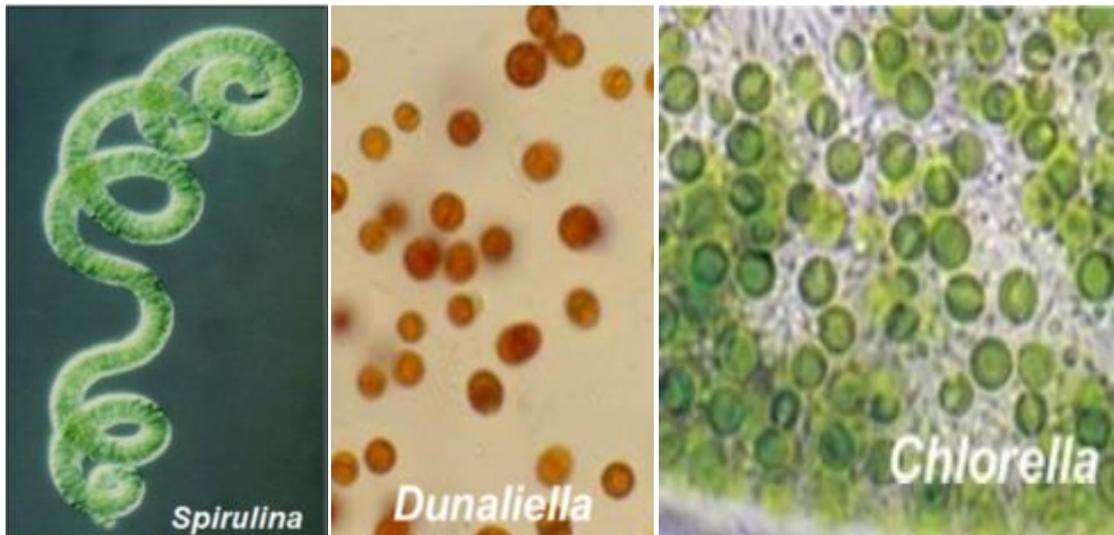


Figura 5. Vista al microscopio de 3 microalgas: *Spirulina*, *Dunaliella* y *Chlorella*.

Al ser organismos fotosintéticos, emplean CO_2 y luz solar como fuente de carbono y energía. Además, entre los nutrientes más importantes para su crecimiento están el S, P y N, los cuales suelen asimilarlos en forma de sulfatos, fosfatos y nitratos respectivamente [12]. Esta capacidad para utilizar el CO_2 es la base del sistema de limpieza de biogás diseñado en este proyecto.

Sistemas de cultivo de microalgas

El cultivo de las microalgas se puede realizar de dos formas, con piscinas/estanques (fotobiorreactores abiertos), tanto al aire libre como cubiertas, como los reactores *raceway*, y con fotobiorreactores cerrados, como los tubulares.

Los fotobiorreactores abiertos presentan mayor facilidad en su operación, ya que no requieren elevado mantenimiento. Constan de un recipiente muy largo

que posee una o más curvas para cambiar su sentido y así aprovechar el espacio. El agua es impulsada por unas palas accionadas por un motor y/o por gravedad por inclinación del circuito recorrido por el agua a través del reactor (Figura 6) ^[14]. La mayoría están al aire libre y ocupan un gran espacio, pudiendo superar una hectárea, y en consecuencia contener volúmenes de agua de miles de metros cúbicos, pues la profundidad suele estar entre 0,2 y 0,5 metros para permitir la penetración de la luz solar ^[14].



Figura 6. Fotobiorreactores abiertos.

Dado su funcionamiento se puede concluir que su gasto en energía y cuidados es bajo, pues energéticamente sólo interviene el motor que acciona las palas, mientras que el mantenimiento se basa en revisiones periódicas para detectar fugas y posibles atascos. Además, estos reactores presentan producciones elevadas de microalgas en comparación con los sistemas cerrados respecto al coste económico ^[14].

Sin embargo, a pesar de minimizar el personal requerido para el mantenimiento y maximizar la productividad, estos reactores no permiten un control exhaustivo de los parámetros de operación. Asimismo, las posibilidades de contaminación del sistema son muy elevadas, y al estar situados a la intemperie el crecimiento de las microalgas depende de la climatología (la cantidad de energía luminosa es uno de los factores limitantes en el cultivo de microalgas).

Por otro lado, los fotobiorreactores cerrados presentan costes de inversión mayores, pero el control sobre la microalga obtenida es mucho mayor. Estos reactores están formados por una sucesión de tubos largos en los que el agua

es impulsada por sistemas de bombas en función de las dimensiones del sistema. Los diseños pueden variar en longitud, diámetro y forma (figura 7), siendo esta última normalmente tuberías circulares [14].



Figura 7. Fotobiorreactores cerrados: plano (1) y tubulares (2 y 3).

Los fotobiorreactores cerrados pueden construirse al aire libre o en invernaderos y la producción de microalgas suele ser mucho menor que la de los reactores abiertos, y siempre más cara [14].

Para su construcción es muy importante el diseño para evitar que unas partes de los fotobiorreactores no eclipsen a las otras, y maximizar así el espacio utilizado y la luz solar. Esto requiere estudios previos para lograr la relación óptima de ambos valores.

Otra desventaja importante de los fotobiorreactores cerrados es la acumulación del O_2 producido por las microalgas, que puede provocar

problemas de toxicidad en el sistema si se acumula. Por otro lado, es necesario evitar formación de una biopelícula adherida a las paredes de los tubos, que impedirá el paso de luz a través de los mismos.

La elección de un reactor o de otro dependerá en gran medida del objetivo final de su cultivo, de la calidad requerida, y de las cantidades necesarias del mismo.

1.2.2 Bacterias

Las bacterias son unos microorganismos procariotas con una gran diversidad biológica. Como se mencionó anteriormente, son capaces de eliminar compuestos con su actividad biológica, y es esta propiedad la que se aprovechará en este trabajo.

El objetivo principal es la eliminación de CO₂ y de H₂S. Las bacterias consumen oxígeno y producen CO₂, por lo que no podrán ayudar a la eliminación de este compuesto. Sin embargo, algunas bacterias sí son capaces de eliminar el H₂S, pues en su metabolismo lo degradan a sulfatos que quedan disueltos en el agua.

1.2.3 Consorcio microalgas-bacterias

El proceso de purificación de biogás propuesto está basado en la acción simbiótica de microalgas y bacterias. Por un lado, las microalgas consumirán el CO₂ (previamente absorbido en el caldo de cultivo) al realizar la fotosíntesis. El O₂ emitido en este proceso será utilizado por las bacterias oxidadoras de H₂S (también presente en la fase líquida tras su absorción), que lo transformarán en sulfatos.

Además, para suministrar los nutrientes al sistema se utilizarán aguas residuales. Estas aguas contienen los nutrientes necesarios para alimentar tanto a las bacterias como a las microalgas, por ello como producto secundario se obtendrá un agua pretratada. El esquema del proceso completo se puede ver en la figura 8 ^[15].

La biomasa generada en el proceso y formada por algas y bacterias constituye un producto secundario con valor añadido, pudiéndose obtener un beneficio económico extra.

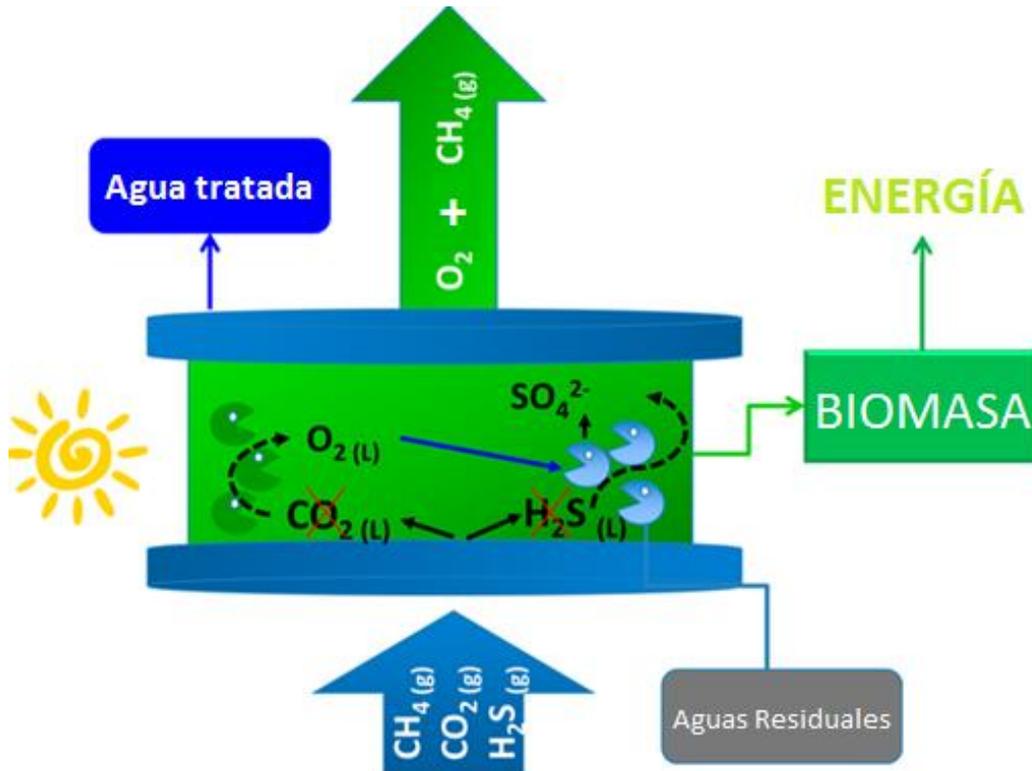


Figura 8. Esquema del proceso en el consorcio microalgas-bacterias.

1.2.4 Objetivos

El objetivo final de este trabajo es el diseño de una planta de purificación de biogás capaz de ser anexionada a una planta de tratamiento de aguas residuales real.

Para ello primero se operará con un fotobiorreactor a escala de laboratorio para obtener los datos necesarios para el diseño.

Tras esto se realizará un escalado del sistema experimental y el diseño de la planta de purificación de biogás, incluyendo su estudio de seguridad y estudio económico.

2 MATERIALES Y MÉTODOS

2.1 Diseño experimental

2.1.1 Preparación del inóculo

El inóculo se obtuvo de un reactor previamente en funcionamiento con la siguiente composición (figura 9):

Inóculo inicial	%
<i>Geitlerinema sp.</i>	61,48
<i>Staurosira sp.</i>	1,48
<i>Stigeoclonium tenue</i>	37,03

Figura 9. Concentraciones del inóculo del HRAP.

El procedimiento de inoculación se muestra a continuación:

- En primer lugar se vació el reactor hasta un 30% de su capacidad, para luego rellenarlo con agua del grifo.
- Tras esto, se mantuvo durante 5 días alimentado por un caudal de 25 l/d de agua residual urbana igual a la que se utilizó durante el experimento.
- Por último se añadió agua residual urbana (5 l/d) y una solución tampón de carbonatos (5 l/d). Este tampón se preparó con 3 g/l de NaHCO_3 y 1 g/l de Na_2CO_3 . Esta aclimatación del cultivo se mantuvo durante 20 días hasta su estabilización.

2.1.2 Montaje experimental

Instrumentación

Bombas

En distintas partes del sistema hay situadas 4 bombas, todas ellas de desplazamiento positivo. Una a la salida del sedimentador para llevar el sobrenadante de éste a la columna, otra a la salida del depósito de solución tampón para llevar ésta a la columna, otra para la entrada de las aguas residuales al HRAP, y la última para la entrada de biogás a la columna.

Fotobiorreactor HRAP (High Rate Algal Pond)

Se trata de un estanque de 180 litros de volumen, que dispone de dos canales de 0,9 m de largo y 0,4 m de ancho cada uno, con dos curvas de 180° para unirlos. El agua es movida por unas palas que son impulsadas por un motor (Figura 10).

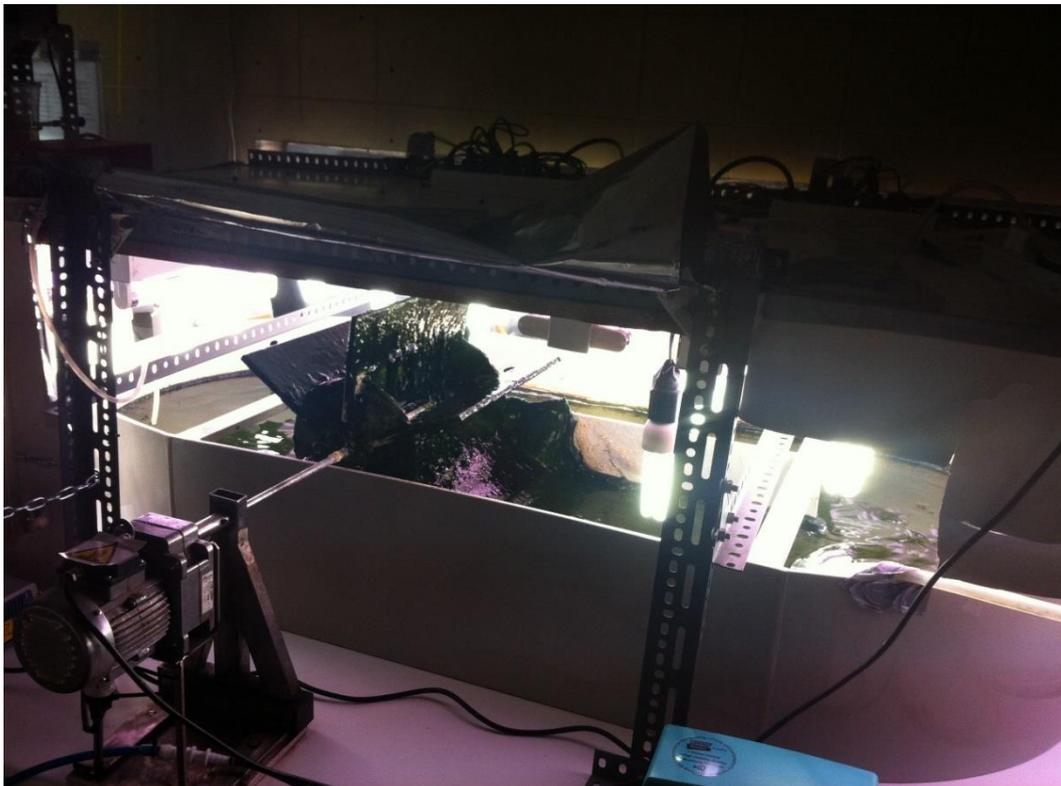


Figura 10. HRAP.

El fotobiorreactor está situado bajo un sistema de bombillas especialmente elegidas y programadas para simular la luz solar durante 16 horas al día. Además, está recubierto con placas espejo para aumentar el aprovechamiento de la luz de estas bombillas.

Las bombillas trabajan en el rango de la luz visible, con un PAR de 200 $\mu\text{mol}/\text{m}^2\cdot\text{s}$.

Recipientes de biogás

El gas suministrado al sistema se almacena en unas bolsas Tedlar® especialmente preparadas para ello, evitando así tener una bombona de biogás en el laboratorio y el peligro que ello conlleva, tanto de fugas como de explosiones. Las bolsas son rellenadas periódicamente.

Columna de absorción

Consiste en una columna de metacrilato con una altura de 1,65 m y 4,4 cm de diámetro, (volumen 2,2 l). Tiene 3 aperturas laterales, dos para la entrada y salida del líquido (en la parte inferior y superior de la columna, respectivamente) y una tercera en la parte inferior para vaciar la columna si fuera necesario. El biogás se introduce mediante un difusor cerámico en la parte inferior de la columna, burbujeando en cocorriente con el medio líquido de cultivo.

Sedimentador

Se dispone de un sedimentador a la salida del HRAP para retirar del sistema el agua pretratada junto con parte de la biomasa. Sedimenta por gravedad y se vacía por una apertura en su parte inferior periódicamente.

Además una parte de la corriente clarificada será recirculada a la columna de absorción, evitando así posibles atasques en las tuberías del sistema al haber reducido previamente la concentración de biomasa.

Se instalaron además dos tomamuestras a la entrada y a la salida de la columna para comprobar la purificación del biogás.

Sistema experimental

A continuación se muestra un esquema experimental (figura 11) donde se puede ver el montaje completo del sistema.

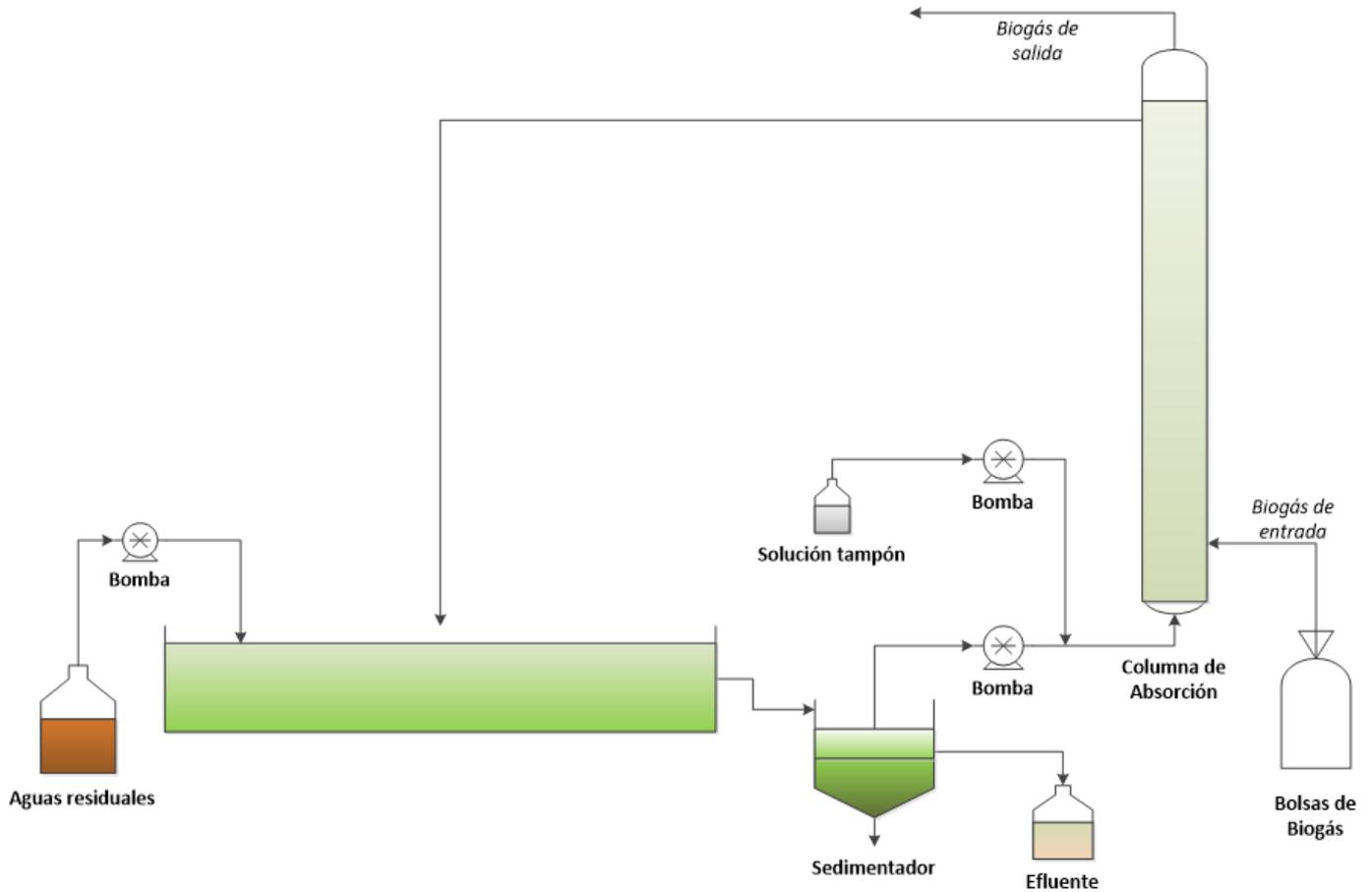


Figura 11. Esquema del sistema experimental.

2.2 Procedimiento experimental

2.2.1 Operación

Al fotobiorreactor entra una corriente de aguas residuales urbanas con un flujo de 8 l/d. Esta agua residual procede de las aguas negras de la alcantarilla tras su paso por un sedimentador, donde se eliminan los residuos de mayor tamaño. Esta agua contendrá todos los nutrientes necesarios para el metabolismo de las microalgas como fosfatos, sulfatos y nitrógeno.

El exceso de medio líquido del estanque caerá, por medio de un rebose, a un sedimentador, que permite separar el agua clarificada de la biomasa y recuperar ésta para su posterior revalorización. Una parte del agua clarificada del sedimentador se dirigirá a la columna, evitando así la entrada de biomasa a ésta y su posible obstrucción, mientras que el agua restante es eliminada tras su análisis.

El caudal de agua clarificada recirculada a la columna es de 43 ml/min (calculados en función de la relación L/G óptima obtenida de un estudio previo (ver apartado 3.1)), y se une a una corriente de una disolución tampón de 0,9 ml/min de H_2CO_3 para aumentar el pH del sistema y conseguir una mayor absorción de los compuestos del biogás, así como un tamaño de burbuja más óptimo para la transferencia de materia.

En la columna de absorción se alimenta además un biogás de concentración conocida, que contiene CH_4 (70%), H_2S (0,5%) y CO_2 (29,5%), con un caudal de 37 ml/min. En su paso por la columna, los compuestos no deseados (CO_2 y H_2S) se absorben en el medio líquido que posteriormente volverá al reactor donde serán eliminados mediante la actividad biológica.

Como se mencionó anteriormente, el CO_2 que se absorbe en la columna es utilizado para la actividad fotosintética, transformándose en carbonatos capaces también de ser asimilados por las microalgas para su metabolismo.

2.2.2 Metodología de análisis

Análisis al medio de cultivo

Las pruebas que se muestran a continuación se realizaron dos veces por semana, y se utilizaron para analizar tanto la entrada como la salida del medio líquido.

Las concentraciones de carbono orgánico total (TOC), carbono inorgánico (IC) y nitrógeno total (TN) fueron analizadas mediante un analizador de TOC-TN *Shimadzu TOC-VCSH analyzer* (Japón) equipado con un módulo de quimioluminiscencia TNM-1.

Asimismo, se analizaron por HPLC (*High Pressure Liquid Chromatography*) con detector de iones (5-150 mg/l) la concentración de NO_2^- , NO_3^- , SO_4^{2-} y PO_4^{3-} .

Por otro lado el NH_4^+ se analizó mediante un Sensor Orion Dual Star de electrodo de amonio (Thermo Scientific, Holanda).

Por último, se midieron los sólidos suspendidos totales (SST) y la DQO de la entrada, la salida y el medio de cultivo del HRAP. El análisis de los SST se realizó mediante Métodos Estándar (Eaton ^[16]).

Análisis del Biogás

La concentración de los distintos componentes del biogás se analizó mediante cromatografía de gases en un cromatógrafo *Varian CP-3800 (USA)* acoplado con un detector de conductividad térmica y equipado con una columna *CP-Molsieve 5A (15 m×0.53 mm×15 μm)* y *CP-PoraBOND Q (25 m×0.53 mm×15 μm)*. Las temperaturas del inyector y detector se mantuvieron a 150 °C y 175 °C respectivamente. El gas de transporte fue helio con un caudal de 13,7 ml/min.

Las muestras se tomaron de toma-muestras colocados a la entrada y salida de la columna de absorción mediante una jeringa *gas-tight*. Asimismo, se determinó por desplazamiento de agua el caudal de entrada a la columna.

Todos los análisis se realizaron 2 veces a la semana.

Las bolsas de almacenamiento del biogás se vaciaron y rellenaron a diario con el fin de minimizar los errores debido a la entrada de aire.

Mantenimiento

El mantenimiento del reactor es muy importante, pues de él depende el correcto funcionamiento y unos buenos resultados, así como la prevención de accidentes y fallos del sistema. Esta es la razón de que sea el único procedimiento que conlleva una rutina diaria.

En primer lugar se verifican los elementos del sistema susceptibles a fallar:

- Comprobación de tuberías y uniones para verificar la ausencia de fugas y de taponamiento por biomasa.
- Vaciado del sedimentador, donde el líquido y la biomasa serán devueltos al reactor. Una vez alcanzado el estado estacionario, una parte de la biomasa es eliminada para mantener la concentración de ésta constante en el reactor.
- Comprobación de las entradas y salidas del sistema, vaciando las garrafas de salida para evitar su desbordamiento y llenando las garrafas y bolsas de entrada al reactor.

Diariamente se realizaban las siguientes mediciones:

- Medida del volumen de salida del sedimentador, que es la única salida del sistema, para conocer la evaporación de agua del reactor.
- Medida de la temperatura ambiente y del estanque. Esto permite comprobar que está dentro de unos límites admisibles para el metabolismo de la biomasa.
- Medida del oxígeno disuelto en el fotobiorreactor por medio de un oxímetro. El oxígeno disuelto será proporcional a la actividad de las microalgas, por lo que una bajada del mismo alertaría de un mal funcionamiento del sistema.
- Medida por medio de un pH-metro del pH en el reactor, a la salida de la columna, y del agua residual.

3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Relación L/G para la columna de absorción

Para obtener una relación L/G óptima se parte de dos estudios previos realizados en la misma columna en condiciones controladas ^[15] y ^[17].

En estos estudios se obtuvieron unos datos en los que tanto la absorción de CO₂, la de H₂S, y la desorción de O₂ aumentaban con el aumento de la relación L/G. También se concluyó que a partir de un cierto valor de L/G (15) la eliminación de los compuestos no deseados (CO₂ y H₂S) se mantenía prácticamente constante, considerándose ese valor el óptimo de trabajo.

Sin embargo, dado que la concentración de O₂ es un factor muy importante que debe mantenerse por debajo del 2% según la normativa Europea, es necesario emplear una relación L/G inferior que impida una desorción elevada de O₂.

Por último se concluyó que uno de los factores limitantes de la absorción en el medio era el pH, ya que un aumento de éste permite una mayor absorción del CO₂, que es el compuesto con una eliminación más variable respecto a la relación L/G.

De acuerdo a todos estos datos se decidió trabajar a una relación L/G baja (entre 1 y 1,5) para así evitar una concentración alta de O₂. Además, para compensar la baja absorción del CO₂ y del H₂S se añadió una solución tampón que aumentaría el pH del sistema, manteniendo así unos valores adecuados de purificación del biogás.

Esto es útil ya que se trabajará con un caudal G constante, y cuanto mayor sea la corriente de líquido mayor es el gasto energético, y por lo tanto económico, que debemos aplicar para moverla. De este modo se mantiene una relación L/G baja obteniendo un bajo coste.

3.2 Resultados experimentales

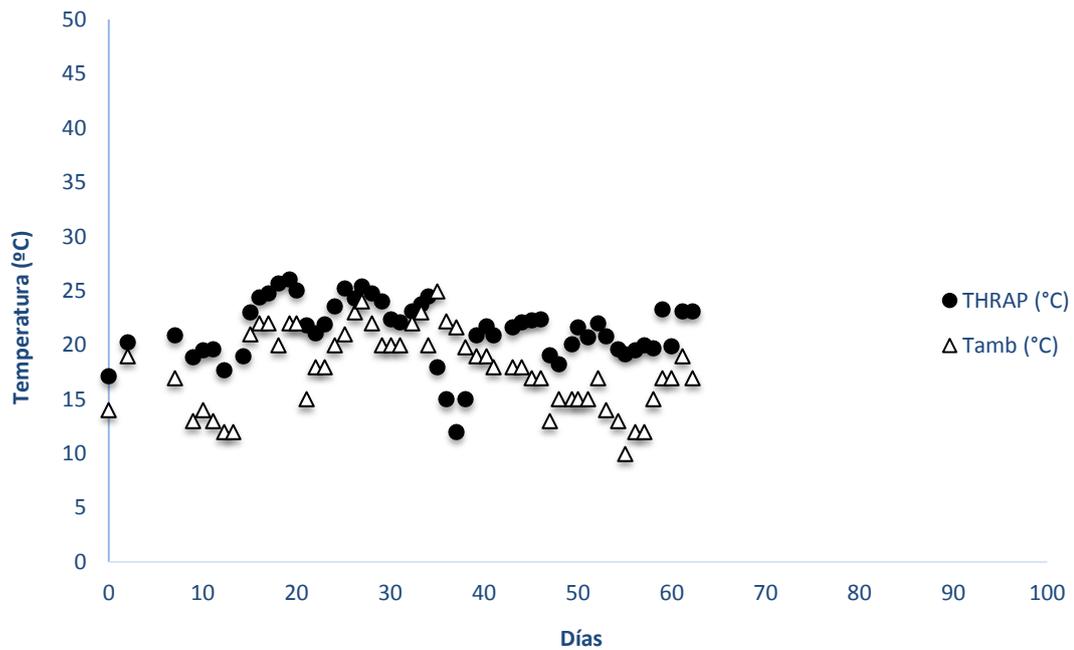


Figura 12. Temperaturas del sistema (●) y del ambiente (Δ) durante el proceso.

Las temperaturas del reactor y la temperatura ambiente oscilaron entre 12 °C y 26 °C y entre 10 °C y 24 °C, respectivamente (Figura 12). Estos valores se mantuvieron dentro de límites aceptables para el desarrollo de las comunidades microbianas.

Otro dato importante es el pH del medio de cultivo, ya que de esto depende la absorción en la columna. Como se puede ver a continuación (figura 13) el pH se mantuvo en torno a $9 \pm 0,6$ para la columna y el HRAP, valor óptimo para la transferencia de los gases objetivo, a pesar de las pequeñas variaciones del pH de las aguas residuales debidas a la naturaleza de éstas.

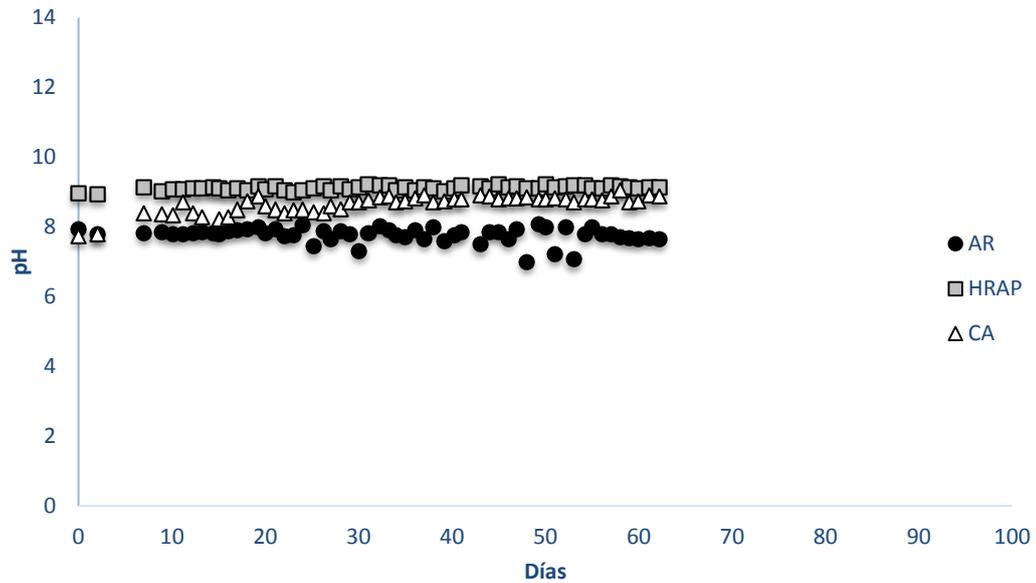


Figura 13. Datos del pH de las aguas residuales (●), el HRAP (□) y el de la columna (Δ).

Un parámetro que se debe controlar es la evaporación de agua del sistema (figura 14). Este valor es calculado por medio de la diferencia entre el caudal de entrada y el caudal de salida, y a partir de él se puede obtener la evaporación por área del reactor.

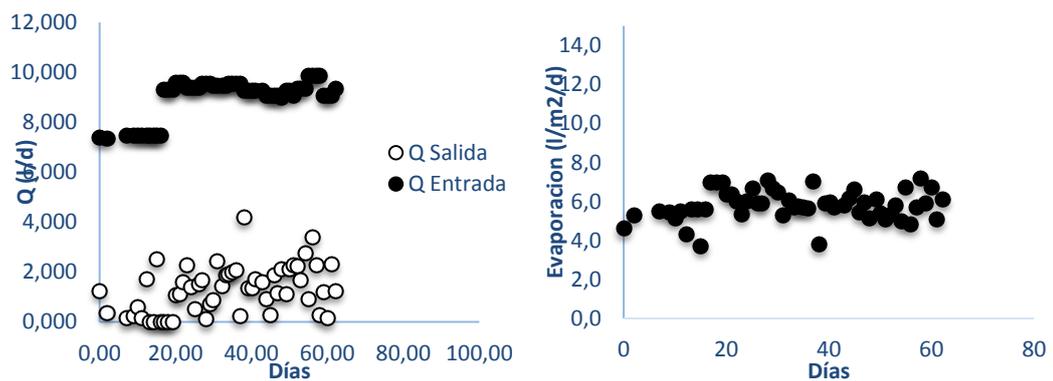


Figura 14. Caudales de entrada (○) y salida (●) (izquierda) y tasa de evaporación (derecha) del sistema.

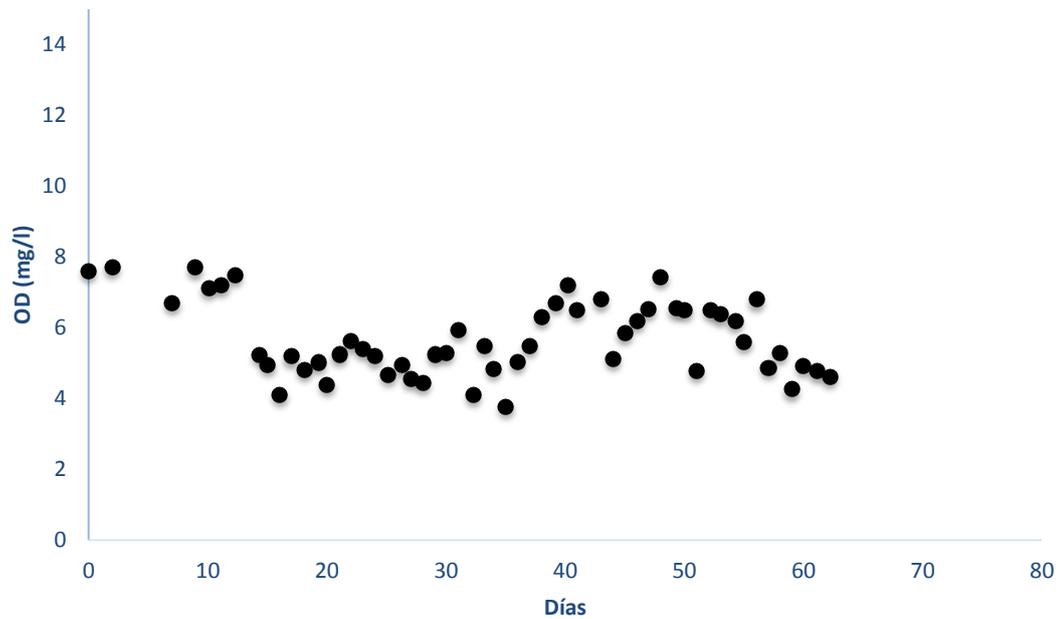


Figura 15. Oxígeno disuelto en el HRAP durante el proceso.

El oxígeno disuelto (OD) es proporcional a la actividad de las microalgas y las bacterias, y como se puede ver en la figura 15, oscila entre 3,8 y 7,7 mg/l.

A continuación se recogen los parámetros más representativos del medio de cultivo.

La concentración de TN en el medio osciló entre 59,0 y 106,0 mg/l para la entrada y entre 27,9 y 64,3 mg/l para la salida. El flujo másico de TN osciló entre 535,3 y 1014,6 mg/d para la entrada y entre 5,3 y 266,7 mg/d para la salida.

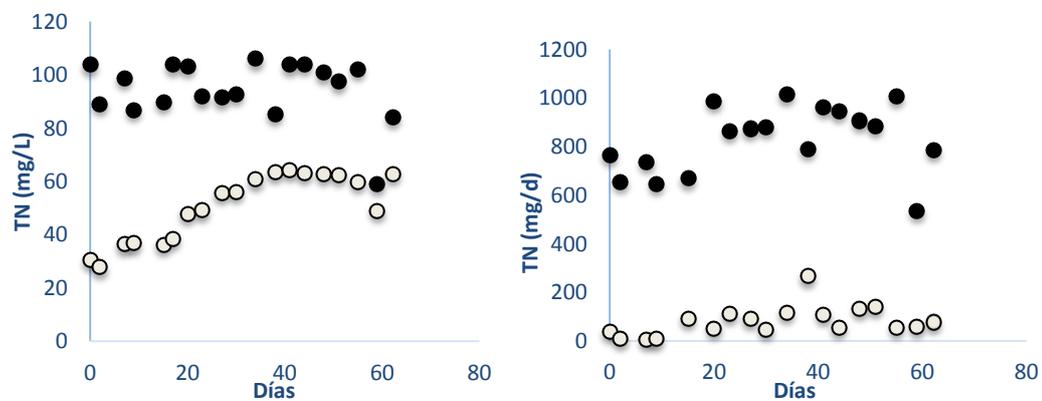


Figura 16. Concentración (mg/l, izquierda) y flujo másico (mg/d, derecha) de TN a la entrada (●) y salida (○) del sistema.

Con estos datos se puede calcular la eliminación del TN (figura 17) dentro del sistema, que es directamente proporcional al crecimiento de las microalgas.

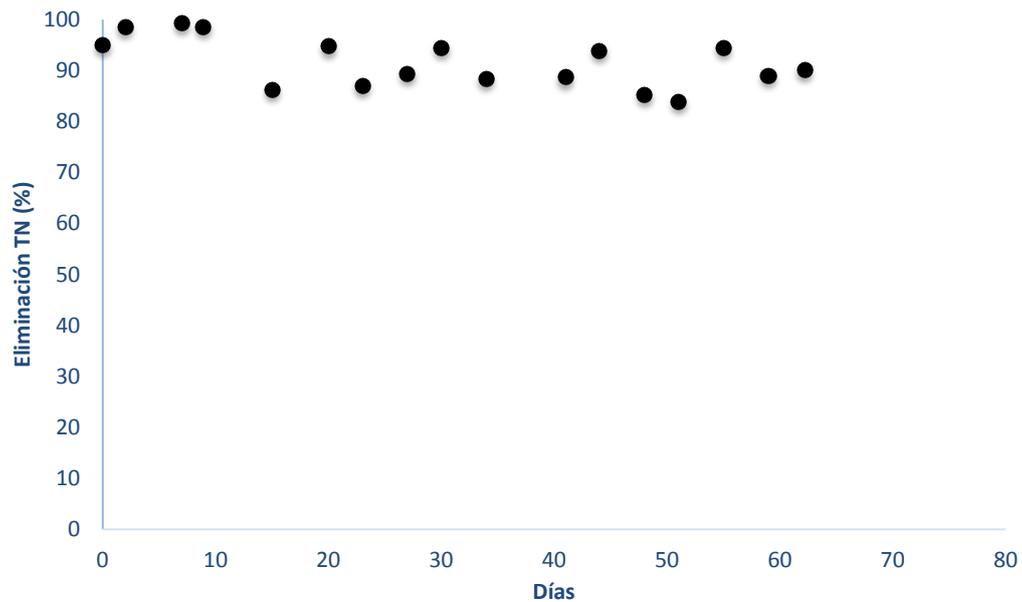


Figura 17. Eliminación del TN en % del sistema.

El consumo del nitrógeno total es siempre superior al 80%, lo que indica una buena eficacia de eliminación.

El carbono orgánico a la entrada del sistema osciló entre 48,8 y 139,9 mg/L, mientras que la salida se mantuvo siempre por debajo de 69,2 mg/L (Figura 18). El flujo másico de TOC osciló entre 478,62 y 1296,2 mg/d para la entrada y sin superar los 75,5 mg/d para la salida. Su eliminación (figura 20) se mantuvo siempre por encima del 90%.

Por otro lado, el carbono inorgánico a la entrada del sistema osciló entre 63,5 y 145,8 mg/L, mientras que la salida se situó en 631,8 mg/l al comenzar el experimento y acabó en el valor de 1632,7 mg/l (Figura 19). El flujo másico de IC osciló entre 12,9 y 16,5 g/d para la entrada y la salida no superó los 6,2 g/d.

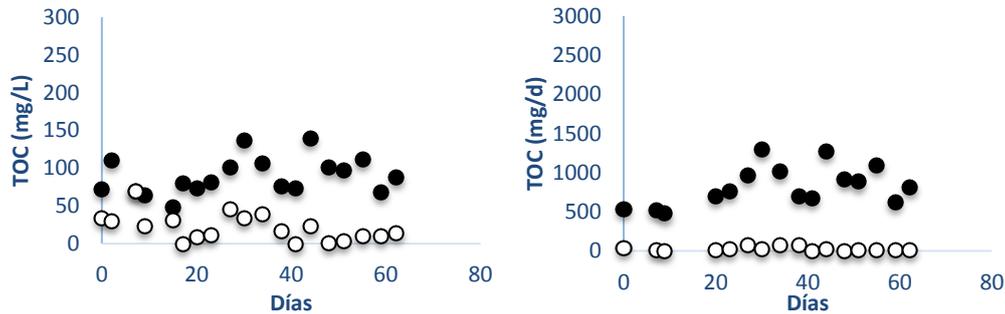


Figura 18. TOC en mg/l (izquierda) y en mg/d (derecha) para la entrada (●) y salida (○) del sistema.

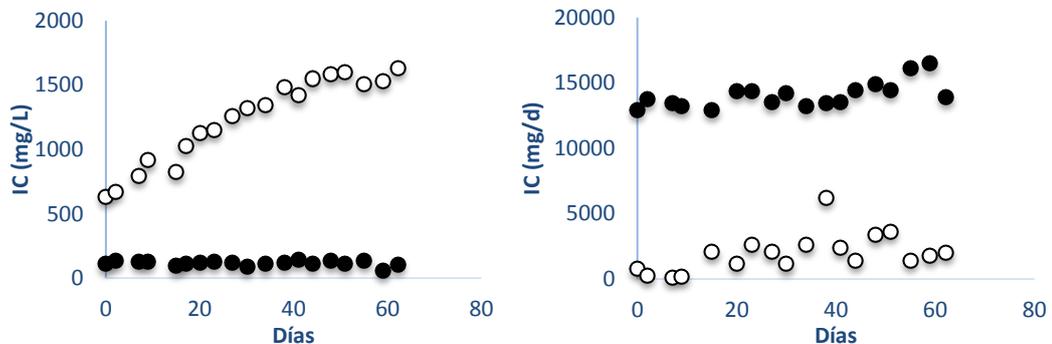


Figura 19. IC en mg/l (izquierda) y en mg/d (derecha) para la entrada (●) y salida (○) del sistema.

Como es lógico a causa del proceso, la entrada tiene una concentración de IC mucho menor que la salida. Esto es debido a que el medio de entrada tiene una cantidad de CO_2 disuelto propia de un líquido sin tratamiento alguno, pero al pasar posteriormente por la columna se le fuerza a absorber una gran cantidad de CO_2 subiendo así en gran medida su concentración. También la solución tampón afecta a este valor aumentando aún más la concentración del IC en el medio.

Por ello si se observa la gráfica en mg/d se puede comprobar cómo la entrada de IC es mucho más alta que la salida, ya que esta entrada incluye el IC proveniente del biogás y de la solución tampón, que convierten al IC entrante en el líquido en despreciable, pues es unas 10 veces menor a la suma de ambos. Mientras, la salida es mucho más baja ya que la eliminación del IC en el sistema es alta.

Por todo esto, a pesar de que la salida tiene una concentración de IC más alta que la entrada, la eliminación del IC total del sistema calculado en masa es superior al 75,7%, como se puede ver en la figura 20.

En la figura 20 también se mostrará el TC (carbono total), es decir, la suma del TOC y el IC.

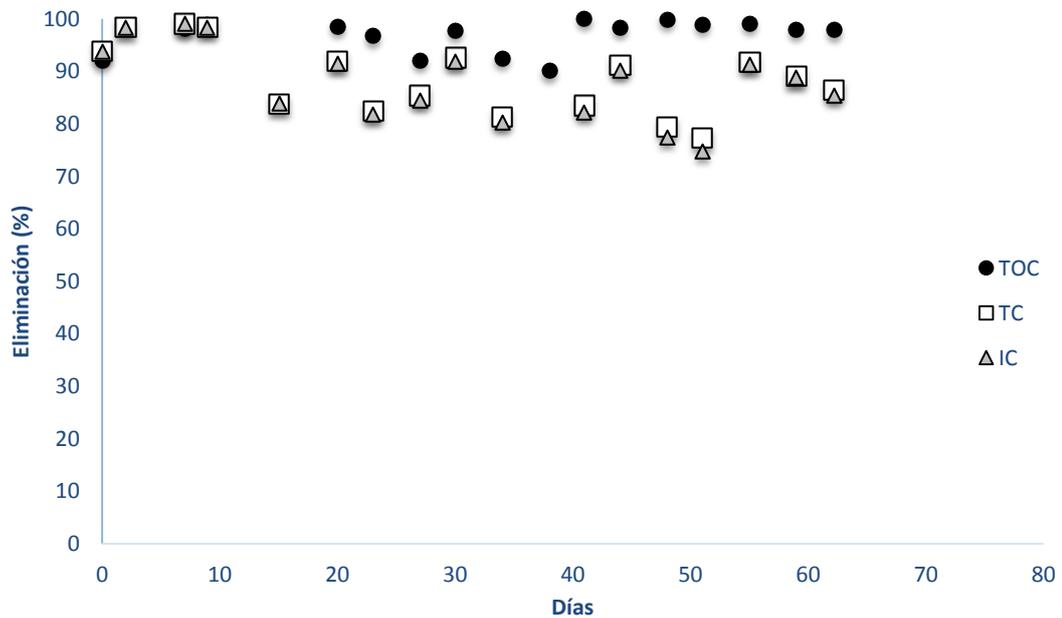


Figura 20. Eliminación del TOC (●), TC (□) e IC (Δ) del sistema.

Finalmente, los valores de SST del agua residual alimentada y del efluente clarificado se mantuvieron por debajo de 0,19 y 0,09 g/l respectivamente (Figura 21). Los SST del HRAP aumentaron durante los primeros 20 días desde 0,7 g/L hasta 1,51 g/L, estabilizándose posteriormente en torno a 1,6 g/l.

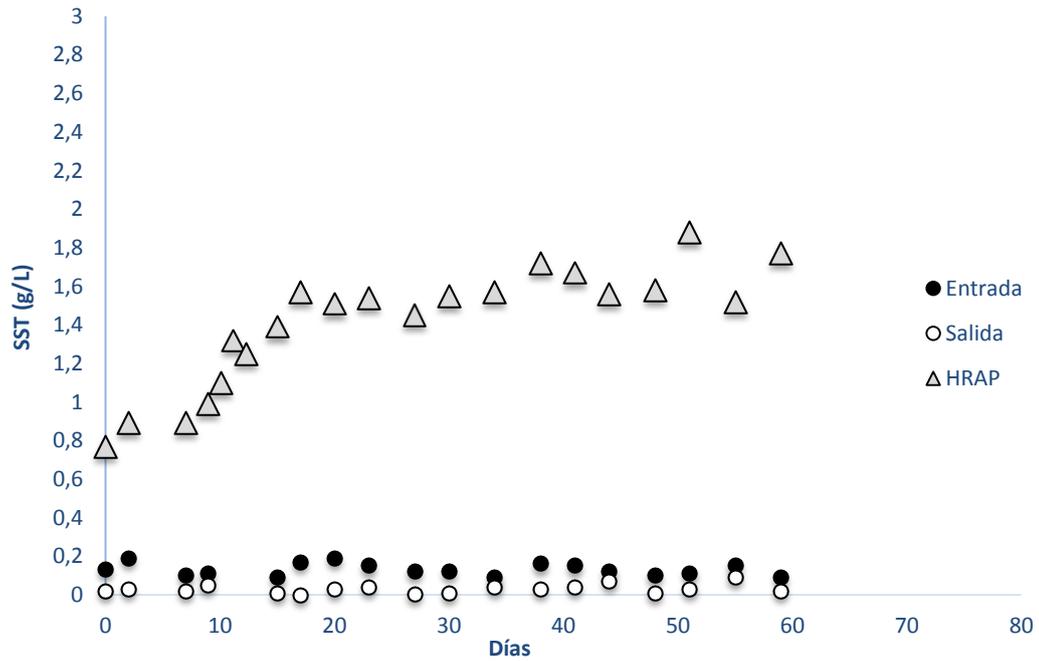


Figura 21. Concentración de SST del sistema en la entrada (●), salida (○) y dentro de HRAP (Δ).

A continuación se mostrará en la figura 22 la eliminación en % de los distintos compuestos del biogás en la columna de absorción.

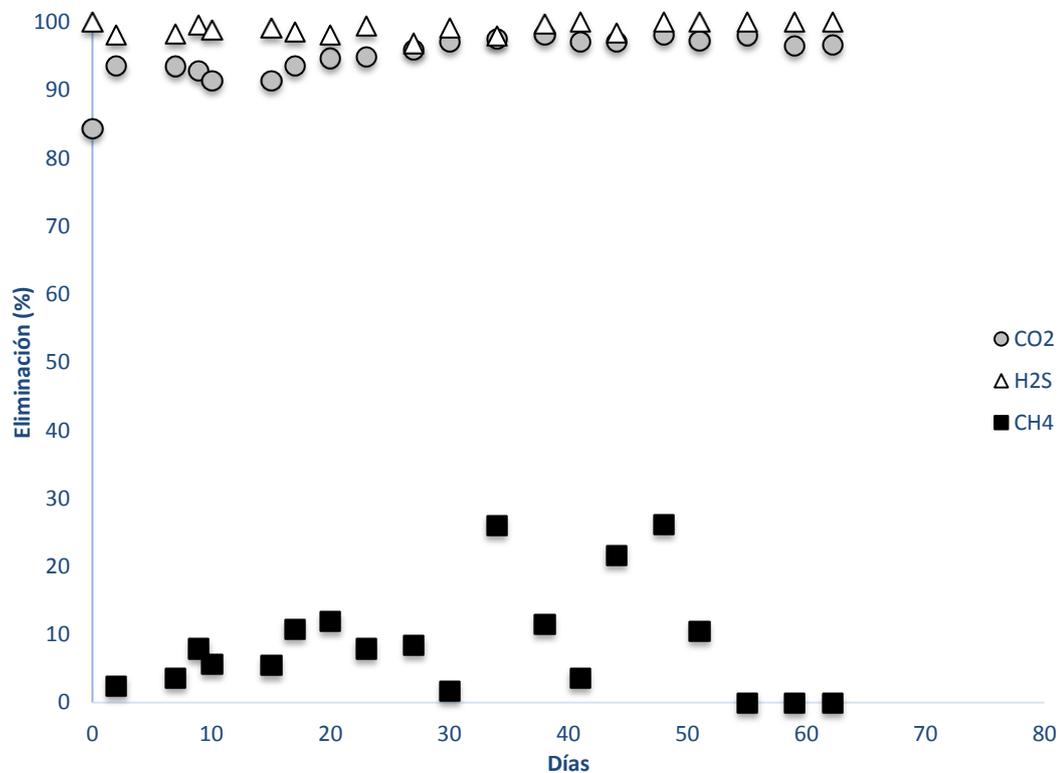


Figura 22. Eliminación del CO₂ (○), H₂S (Δ) y CH₄ (■) del biogás en la columna de absorción.

La eliminación de H_2S se mantuvo en todo momento por encima de 98,1%, mientras que la eliminación de CO_2 , aunque inicialmente sufrió variaciones, se estabilizó a partir del día 30 en valores superiores al 96,7%. Por otro lado, la eliminación de metano fue elevada inicialmente, llegándose a alcanzar un 26% el día 34, debido a problemas en el sistema. Sin embargo, a partir del día 51 se obtuvieron eliminaciones próximas al 0%.

La composición final del biogás se muestra en la figura 23. Las concentraciones que deben cumplirse para considerarlo biometano son: una concentración de CH_4 superior al 90%, de CO_2 menor al 5% y de O_2 menor al 2%, aunque por precaución se considerará menor al 1% [9].

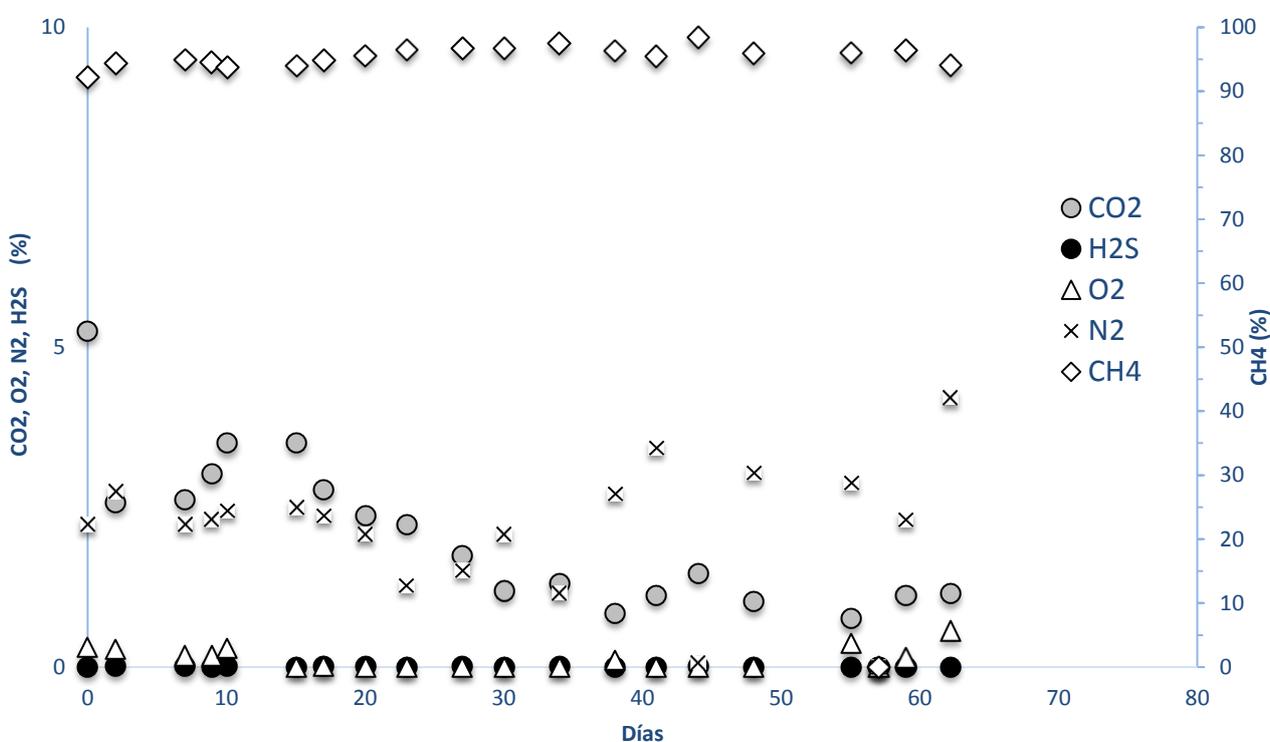


Figura 23. Composición del biogás purificado. Datos de CO_2 (\circ), H_2S (\bullet), O_2 (Δ), N_2 (\times) y CH_4 (\diamond).

Se comprueba que la concentración de metano está por encima del 90% todo el proceso. Por otro lado, el O_2 está por debajo de 0,5%, mientras que el N_2 y el CO_2 están en una proporción mayor pero también por debajo del 5%, lo que aumentaría la eficiencia del biogás. Por último el H_2S es prácticamente nulo durante todo el proceso.

3.3 Discusión

Primero se estudiará la eliminación del TN, ya que es el factor limitante en el crecimiento de la biomasa. Es importante destacar la ecuación utilizada para el cálculo de la eficacia del proceso:

$$\text{Eliminación TN (\%)} = \frac{(Q \cdot TN)_{\text{Entrada}} - (Q \cdot TN)_{\text{Salida}}}{(Q \cdot TN)_{\text{Entrada}}} \cdot 100$$

Donde Q: caudal (l/d)

Esta ecuación considera el TN de entrada y salida como la medida de concentración resultante de los datos del analizador TOC-TN, por lo que hay partes del TN que no son tenidas en cuenta al considerar estos valores para la ecuación.

Esto es debido a que para el análisis del medio se debe realizar una filtración previa, por lo que en la entrada los posibles sólidos suspendidos que contengan nitrógeno orgánico no estarán reflejados en el resultado. Por su parte, la salida, además de estos posibles sólidos contiene una concentración de biomasa que también es eliminada en la filtración, formando parte de las microalgas una parte del nitrógeno eliminado en el proceso. También hay que considerar el nitrógeno desorbido en forma de amonio durante el proceso.

A pesar de esto, se considera la variación debida a estos factores despreciable, y se procederá a comparar la eliminación obtenida con la de una planta de tratamiento de aguas residuales.

En todo momento la eliminación del TN superó el 80%, lo cual muestra un buen resultado, pues una planta de tratamiento de aguas residuales suele obtener una eliminación del TN superior al 70% [18].

Por otro lado, la eliminación del TOC es prácticamente total, mientras que la del IC es más baja, pero no llegando a valores demasiados bajos, pues se mantiene por encima del 80% en prácticamente todo el proceso. Esto confirma el gasto del IC, y con ello, el consumo de las microalgas y su metabolismo, pues cuanto mayor sea el consumo mayor será la eliminación y más efectivo el sistema.

Respecto a la eliminación del carbono inorgánico, la ecuación utilizada fue la siguiente:

$$\text{Eliminación IC (\%)} = \frac{IC_{CO_2} + IC_{ST} + (Q \cdot IC)_{Entrada} - (Q \cdot IC)_{Salida}}{IC_{CO_2} + IC_{ST} + (Q \cdot IC)_{Entrada}} \cdot 100$$

Donde Q: caudal (l/d)

Se puede observar que mientras la salida sólo es función de la concentración y caudal del medio de salida, la entrada conlleva tanto el IC de las aguas residuales que entran al sistema, como el IC proveniente de la solución tampón y del CO₂ absorbido en la columna. Ésta será la eliminación de IC real del sistema, la cual siempre superó los valores de 75,7%, lo que confirma una buena eliminación del mismo.

Respecto a los SST, se observa claramente cómo la población de microalgas aumenta rápidamente al inicio del experimento para luego reducir su crecimiento hasta volverse igual a la cantidad que se retira del sistema por el sedimentador y mantenerse la concentración constante.

Esto corresponde con un crecimiento hasta llegar a un equilibrio dado por los nutrientes, pues la población crece rápidamente debido a la abundancia de alimentos y las condiciones favorables del medio, hasta mantenerse constante ya que los nutrientes necesarios para alimentar a la población son justamente los que entran.

Por ello en el siguiente apartado se describirá detalladamente la implementación del experimento a un tamaño mayor para una planta de tratamiento de aguas residuales, en la que se purificará una corriente de biogás del mismo modo que en el laboratorio, pero con unos caudales mayores, para llegar a aproximarse a un posible caso real.

4 ESCALADO

4.1 Descripción del proceso

Se diseñará una planta de purificación de biogás capaz de purificar 50 m³/h y de anexionarse a una planta de tratamiento de aguas residuales.

Cabe destacar que esta planta de purificación de biogás no tendrá como objetivo primario el tratamiento de todas las aguas residuales, sino que el diseño se centrará en la limpieza de un caudal constante de biogás almacenado en un depósito. Asimismo, una parte del caudal del agua residual que entra en la planta será dirigido para su tratamiento en el sistema de limpieza de biogás.

En primer lugar se mostrará el diagrama de bloques del proceso que se incluye en el Anexo A, apartado A.1.

Posteriormente se mostrará el diagrama de flujo del proceso, que incluye también todo el control de la planta, y que se puede ver en el Anexo A, apartado A.2. En este mismo apartado se podrá ver la simbología utilizada para los equipos en el diagrama de flujo.

También se mostrará la tabla de corrientes del proceso, donde se podrán ver los distintos flujos característicos de un estado estacionario del sistema, y que se sitúa en el Anexo A, apartado A.3.

Por último se mostrará una posible distribución en planta y la colocación de los distintos equipos en función de la altura para un buen funcionamiento de la misma, y que se sitúa en el Anexo A, apartado A.4. Ambos se utilizarán para los cálculos del diseño de las bombas y compresores del sistema.

El funcionamiento de la planta diseñada es similar a la del laboratorio y estará basada en los datos experimentales anteriormente obtenidos.

Se dispone de una corriente de aguas residuales cuyo caudal estará regulado por una válvula. Esta agua residual entrará en 3 HRAP iguales operando en paralelo. En ellos se realizará el metabolismo de las microalgas y las bacterias, y con ello la eliminación de los compuestos absorbidos en la

columna de absorción, así como los nutrientes del agua residual, obteniéndose un efluente clarificado.

Los flujos de salida de estos 3 reactores saldrán por rebose y se unirán para llegar a un sedimentador. En este sedimentador parte de los fangos serán retirados del sistema y parte recirculados para mantener constante la concentración de biomasa de los HRAP. En la zona de clarificado se situarán dos salidas, una por rebose que será devuelta a la planta de tratamiento de aguas residuales para tratamientos posteriores, y otra que será impulsada por una bomba hasta la columna de absorción.

Este flujo se unirá a una solución tampón de carbonatos, que tendrá la finalidad de subir el pH del medio al igual que en el laboratorio, llegando así la corriente conjunta a la columna.

Dentro de la columna entrará este flujo junto con el del biogás sin tratar, donde se absorberán el CO_2 y el H_2S del biogás en el medio líquido, y saldrán ambas corrientes por la parte superior, la de biogás tratado que será ya utilizable, y la del medio con los compuestos absorbidos que se recirculará a los HRAP.

Por último cabe destacar la corriente de evaporación, la cual depende del área expuesta y de las condiciones ambiente, por lo que con los datos experimentales se aproximó un valor medio en función del área.

El control de las corrientes se incluirá en el apartado 4.3 de instrumentación y control, donde se explicará detalladamente el análisis y control de cada corriente.

4.2 Equipos

4.2.1 Columna de absorción

El diseño de la columna de absorción se basará en la utilizada en el laboratorio, la cual tiene las siguientes características (Tabla 1):

Tabla 1. Datos de la columna de absorción experimental

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo de líquido	60	l/d
Flujo de gas	50	l/d
Relación L/G	1,2	
Volumen de la columna	2,2	l
Diámetro de la columna	4,4	cm
Altura de la columna	165	cm
Tiempo de residencia del líquido	52,8	min

En esta planta se tiene como objetivo principal la purificación de biogás, por lo que el diseño de la torre es fundamental para que sea capaz de purificar el caudal suministrado. En este caso el caudal de biogás a purificar será de 50 m³/h.

Para que la columna diseñada tenga un funcionamiento similar a la utilizada y asegurar así la eliminación deseada se mantendrán algunos parámetros constantes.

En primer lugar la relación L/G se fijará en 1,2 que es el valor utilizado en el sistema experimental y dará un caudal de líquido de 60m³/h.

También se mantendrá constante el tiempo de residencia del líquido en la columna (3168 s), ya que este es un factor muy importante para la transferencia de materia. Un valor menor no aseguraría la misma transferencia que en el laboratorio.

Este tiempo de residencia dará lugar al volumen total de la torre, que será de 52.800 litros (todos los datos de la columna de absorción se recogen en la Tabla 2).

Para las dimensiones de la columna se utilizará la misma altura que en el laboratorio, ya que con esa altura la eliminación es correcta, y una altura mayor aumentaría el coste de bombeo, y con ello el coste económico. El biogás será introducido a la columna mediante un sistema de burbujeo que debe suministrar el caudal de gas necesario y hacerlo de forma uniforme por toda la columna. También se busca una burbuja pequeña para mejorar la transferencia.

Por ello la solución planteada es una serie de difusores de membrana de burbuja fina distribuidos en la columna de modo que el burbujeo sea uniforme. A continuación se puede ver en la figura 24 ^[19] un difusor de membrana y la colocación de un sistema de difusores en un recinto rectangular para lograr la uniformidad del burbujeo.



Figura 24. Difusor de burbuja fina (izquierda) y sistema de difusores (derecha) ^[19].

Los difusores se colocarán en serie, al igual que en la figura 24, la tubería principal de biogás se bifurcará en 5 tuberías más pequeñas, cada una de las cuales dispondrá de 5 difusores, formando así un cuadrado de 25 difusores (ver hoja de especificación de la columna de absorción en el anexo B).

De este modo se asegura un buen burbujeo en toda la columna, y una buena absorción para todo el caudal de biogás.

La salida del medio líquido se producirá por la parte superior por rebose.

La salida del biogás ya purificado será también por la parte superior a través de una tubería. Para que pueda hacerlo sin problema y evitar que parte del líquido entre en las tuberías del gas se aumentará la altura de la torre 20 cm, los cuales estarán sin líquido.

Las dimensiones y caudales finales de la columna de absorción de la planta se pueden ver en la siguiente tabla:

Tabla 2. Datos de la columna de absorción de la planta

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo de líquido	60	m ³ /h
Flujo de gas	50	m ³ /h
Relación L/G	1,2	
Volumen de la columna	59,2	m ³
Diámetro de la columna	6,38	m
Altura de la columna	1,85	m
Tiempo de residencia del líquido	52,8	min

Todos los cálculos están incluidos detalladamente dentro del Anexo C, apartado C.1.

Los datos referentes a los difusores se incluyen en el diseño del compresor (Anexo C, apartado C.5).

4.2.2 HRAP

A continuación se mostrarán todos los resultados del cálculo de los HRAP, los cuales se detallan en el anexo C, apartado C.2.

Dado que el fin último de la planta es la purificación de biogás éste será el parámetro de diseño, pues se considerará que la producción de microalgas será función del carbono asimilado proveniente del biogás a purificar y de la corriente de aguas residuales.

El carbono a eliminar es de 207,8 kg/día, lo cual da una producción de 396,67 kg de biomasa generada al día.

Para obtener esa cantidad de biomasa se necesitará un área total de 26.444,4 m², que será dividida en 3 reactores iguales de 9.000 m² cada uno.

La altura de cada HRAP será de 0,5 m, con una profundidad del medio líquido de 0,3 m más 0,2 m de seguridad para evitar el rebose. Esta altura de líquido viene impuesta por la parte experimental, ya que permitirá un paso de la luz solar suficiente para que llegue a todo el medio, a pesar de la turbidez propia de las aguas de un HRAP.

El volumen de líquido de cada reactor será de 2700 m³, y el tiempo de residencia de las aguas residuales de 15 días.

Se tomará un reactor de 4 canales con 4 cambios de sentido en su circulación. La relación L/W (longitud de canal/anchura de canal) puede variar entre 10-20 y 20-40 en literatura, por lo que se tomará una relación L/W de 20 ^[14].

El esquema de este tipo de reactor se puede ver tanto en la distribución en planta (anexo A) como en su hoja de especificación (anexo B).

El ancho de los canales será igual a 10,4 m y su longitud igual a 207,5 m.

La diferencia de altura entre la parte anterior y posterior a las palas que inducen el movimiento en el reactor puede ser un problema, pero tras su cálculo dio un resultado de 5,4 cm, por lo que no sería un problema para el funcionamiento.

Con estos datos la energía necesaria para mover el líquido será de 692,4 kW por reactor. Esto da un gasto de $6,55 \cdot 10^{10}$ J/año para los 3 reactores.

La construcción de los reactores se realizará mediante la colocación de una geomembrana, que es una membrana de plástico, sobre el suelo de la planta que ya tendrá la forma del reactor excavada en la tierra.

Cabe destacar que a veces se ponen unas paredes intermedias en los cambios de sentido para minimizar las pérdidas de carga, en este caso no se considerarán inicialmente.

Los resultados finales del diseño de cada HRAP se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 3. Datos del HRAP

Parámetro	Valor	Unidad
Superficie	9000,00	m ²
Altura	0,5	m
Volumen	2700	m ³
Altura del líquido	0,3	m
Tiempo de residencia	15,7	días
Canales	4	
Anchura canales	10,4	m
Longitud canales	207,5	m
Variación de altura del líquido	5,36	cm
Energía necesaria	692,4	W

4.2.3 Sedimentador

Para el diseño del sedimentador se tuvieron en cuenta dos valores, la corriente de entrada al mismo y la velocidad de sedimentación de la biomasa, la cual se tomará como 2 m/h [20].

Para estos valores se obtiene un área de sedimentación de 40,06 m², con un diámetro para el sedimentador circular de 7,14m.

Para hallar la altura necesaria de líquido se trabaja con un tiempo de residencia estándar, que será de 2 horas, resultando en una altura del líquido de 4 m, a la que se añadirá un metro más de pared ya que rebosará por una tubería y no por las paredes.

El volumen total del reactor será 200,3 m³, con una eficacia de separación de sólidos del 98,12%.

Todos los cálculos están incluidos en el anexo C, apartado C3.

A continuación se muestra una tabla con los datos de diseño del sedimentador:

Tabla 4. Datos del sedimentador

Parámetro	Valor	Unidad
Caudal de entrada	80,1	m ³ /h
Tiempo de residencia	2	h
Área sedimentación	40,06	m ²
Velocidad de sedimentación	2	m/h
Diámetro	7,14	m
Altura líquido	4	m
Altura	5	m

4.2.4 Bombas

Las bombas que se utilizarán en el sistema son bombas centrífugas. Esto es debido a que son las más adecuadas para los caudales que se deben mover, pues hay caudales superiores a 15 m³/h [21].

A continuación se puede ver en la tabla 5 los datos de las tres bombas del sistema.

Tabla 5. Datos de las bombas centrífugas

Bomba (corriente)	H (m)	Caudal (m³/h)	W (W)
Bomba recirculación (16)	1,45	60	24,13
Bomba solución tampón (17)	0,97	1,5	0,41
Bomba fangos (11)	15,55	3,66	15,80

Donde H corresponde a la altura manométrica y W a la potencia consumida.

Las velocidades supuestas para las tuberías son de 1 m/s y las longitudes de éstas están en la distribución en planta (Anexo A, apartado A.2).

Las tuberías serán de PVC debido a su alta resistencia al medio y a su precio.

Las bombas se instalarán a las salidas del sedimentador y de los depósitos para evitar la cavitación.

Todos los cálculos están incluidos detalladamente dentro del Anexo C, apartado C.4.

4.2.5 Compresor

El compresor que se utilizará en el sistema se tratará de un compresor centrífugo, ya que el caudal que necesitamos mover y las pérdidas de carga así lo requieren (55-70 MPa) [22].

En primer lugar se calcularon las pérdidas de carga del sistema, iguales a 66170 Pa. Esta pérdida de carga junto con el caudal necesario da un gasto energético de 1312,9 W.

La pérdida de carga depende en gran medida de los difusores seleccionados.

Los difusores elegidos son los de la empresa argentina *Repicky* [23], en concreto el difusor de burbuja fina *RG-300*. Estos difusores trabajan en un rango de flujos de 2-8 Nm³/h, siendo su valor óptimo el de 5 Nm³/h.

Para este caso concreto se necesita un caudal de 50 m³/h, por lo que se deberían instalar entre 7 y 25 de estos burbujeadores. La elección final de 25 es debida a que cuanto mayor sea el número de difusores mejor será la difusión por el medio, por ello se adquirirán 25 burbujeadores para trabajar al flujo mínimo de 2 Nm³/h. Además el fabricante recomienda al menos un difusor por m² para una difusión óptima, y así se acerca más a ese valor recomendado llegando a 0,78 difusores por m².

Todos los cálculos están incluidos detalladamente en el Anexo C, apartado C.5.

4.2.6 Depósitos

El sistema consta de dos depósitos, uno de biogás y otro de la solución tampón. El parámetro de diseño de ambos será el tiempo de vaciado en función de los flujos de salida.

El depósito de biogás estará alimentado de forma constante por el biogás procedente de la digestión anaerobia de la planta. La alimentación es constante entre unos valores a lo largo del tiempo, pero tiene fluctuaciones, de ahí el uso del depósito, que actuará como regulador y que junto con el compresor dará un caudal constante con el que trabajar.

Por ello la capacidad del tanque de biogás será lo suficientemente grande para que estas fluctuaciones no le afecten, y con un tamaño suficiente para

permitir a la planta trabajar de forma normal si hubiera una parada en el proceso del que proviene el biogás.

En concreto los valores resultantes son un depósito esférico de 10 m de diámetro, que tiene una capacidad de 523,6 m³. Con lo que para una presión igual a la atmosférica tardaría en vaciarse, si no se le alimenta, 10,5 h.

Para la solución tampón se planteará de forma distinta. Lo primero interesa la altura del líquido en el depósito, ya que debemos tener un margen de seguridad para evitar la falta de flujo.

Por esta razón se calculará el volumen que se necesitará para tener que llenar el depósito tan solo dos veces por semana, y se buscará un volumen mayor para poder tener siempre una reserva.

Los resultados son un depósito cilíndrico de 3 m de altura y 9 m de diámetro, con un volumen total de 190,85 m³. El volumen que habría que suministrar dos veces por semana es de 126 m³ de solución tampón, así que el nivel siempre se mantendría entre 1 y 3 metros de líquido, lo cual reúne las dos condiciones buscadas.

Tanto los cálculos del depósito de biogás como el de la solución tampón se encuentran en el anexo C, apartado C.6.

4.3 Instrumentación y control

La numeración de los elementos de control está dividida en dos partes; la primera de dos dígitos correspondiente al lazo de control del que forma parte, e irán numerados del 01 en adelante, y la segunda formada por un dígito es la numeración de los distintos transmisores en caso de existir más de un sensor igual para una misma corriente, y estarán numerados del 1 en adelante.

4.3.1 FC - 011

El FC - 011 es un control de flujo, concretamente de la corriente 1, que es la corriente de aguas residuales que entra a los reactores.

Está programado para trabajar manteniendo un flujo de consigna (W1), que dependerá de los nutrientes necesarios para las microalgas de los reactores.

4.3.2 FC - 021

El FC - 021 es un control de flujo, concretamente de la corriente 11, que es la corriente de fangos que se recircula al sistema. La finalidad de este control es que la biomasa del sistema sea constante.

Por esta razón se utilizan transmisores de concentración (CT - 021) y de flujo (FT - 021) en la corriente 15, que es la que rebosa del sedimentador y sale del sistema.

Con estos datos se pueden calcular la biomasa que sale del sistema, que junto con la concentración de los fangos, que también conocemos gracias a un transmisor de concentración (CT - 022), el sistema puede realizar un cálculo (FY - 021) y saber cuánta masa de fangos debe salir del sistema para igualar la productividad.

Ese flujo de salida será la corriente 10, por lo que en función de ella se obtendrá la corriente 11, que será la de los fangos recirculados.

4.3.3 FC - 031

El FC - 031 es un control de flujo, concretamente de la corriente 16, que es la corriente que se dirige hacia la columna de absorción para absorber los compuestos no deseados del biogás.

Este control se encarga de mantener la relación L/G constante dentro de la columna. Lo hace mediante un transmisor de flujo (FT - 031) en la corriente de biogás (corriente 29), el cual mandará la señal correspondiente al controlador que modificará la apertura de la válvula para suministrar el caudal adecuado.

Aunque como se mostrará en la explicación del control FC - 051 el flujo de la corriente 29 debería ser constante, puede sufrir variaciones, o también puede darse un cambio de las condiciones de trabajo, y el flujo de líquido deberá reaccionar consecuentemente al cambio del flujo de gas.

4.3.4 FC - 041

El FC - 041 es un control de flujo, concretamente de la corriente 17, que es la corriente tampón que se unirá a la 16 para entrar en la columna de absorción.

Este control es el que permite suministrar el flujo correcto de la solución tampón a la torre. Para ello se dispone de dos transmisores en la corriente 19 (que es la de salida de la columna de absorción), uno de caudal (FT - 041) y otro de pH (pHT - 041). Con el caudal de esta corriente y su pH el sistema calculará (FY - 041) el flujo necesario para mantener el pH en el valor deseado, lo que hará que la válvula, que es el actuador, se abra o cierre en función de la señal.

4.3.5 FC - 051

El FC - 051 es un control de flujo, concretamente de la corriente 29, que es la corriente de biogás a tratar que entra en la columna de absorción.

Está programado para trabajar manteniendo un flujo de consigna (W29), que dependerá del caudal que se desea tratar. Este controlador servirá tanto para mantener el caudal constante ante las posibles variaciones de la corriente de gas total de la que se toma la corriente 29, como para cambiar el caudal a tratar a través de la consigna.

4.3.6 PC - 011

El PC - 011 es un control de presión, concretamente de la corriente 16, que es la corriente que se dirige hacia la columna de absorción para absorber los compuestos no deseados del biogás.

El motivo de este control es la necesidad de una bomba centrífuga, la cual tiene una presión mínima de trabajo, por debajo de la cual la bomba fallaría y obligaría a parar todo el proceso.

Para evitar que esto ocurra se coloca un indicador de presión (PT - 011) que informará en todo momento de la presión en la parte de succión de la bomba. Si esta presión bajara de un mínimo establecido en la consigna WL16 el actuador abriría la válvula de recirculación lo necesario para que recirculara parte del caudal y así subir de nuevo la presión.

4.3.7 PC - 021

El PC - 021 es un control de presión, concretamente de la corriente 17, que es la corriente tampón que se unirá a la 16 para entrar en la columna de absorción.

El motivo de este control es la necesidad de una bomba centrífuga, la cual tiene una presión mínima de trabajo, por debajo de la cual la bomba fallaría y obligaría a parar todo el proceso.

Para evitar que esto ocurra se coloca un indicador de presión (PT - 021) que informará en todo momento de la presión en la parte de succión de la bomba. Si esta presión bajara de un mínimo establecido en la consigna WL8 el actuador abriría la válvula de recirculación lo necesario para que recirculara parte del caudal y así aumentar de nuevo la presión.

4.3.8 PC - 031

El PC - 031 es un control de presión, concretamente de la corriente 29, que es la corriente de biogás a tratar que entra en la columna de absorción.

El motivo de este control es la necesidad de un compresor centrífugo, el cual tiene una presión mínima de trabajo, por debajo de la cual fallaría y obligaría a parar todo el proceso.

Para evitar que esto ocurra se coloca un indicador de presión (PT - 031) que informará en todo momento de la presión en la parte de succión del compresor. Si esta presión bajara de un mínimo establecido en la consigna WL29 el actuador abriría la válvula de recirculación lo necesario para que recirculara parte del caudal y así subir de nuevo la presión.

4.3.9 PC - 041

El PC - 041 es un control de presión, concretamente de la corriente 11, que es la corriente de fangos que se recircula al HRAP.

El motivo de este control es la necesidad de una bomba centrífuga, la cual tiene una presión mínima de trabajo, por debajo de la cual la bomba fallaría y obligaría a parar todo el proceso.

Para evitar que esto ocurra se coloca un indicador de presión (PT - 041) que informará en todo momento de la presión en la parte de succión de la bomba. Si esta presión bajara de un mínimo establecido en la consigna WL11 el

actuador abriría la válvula de recirculación lo necesario para que recirculara parte del caudal y así aumentar de nuevo la presión.

Cabe destacar que en este caso no se dispone de una válvula de control en el sistema, y esto es debido a que el caudal que entra ya está regulado por la válvula de triple vía del FC - 02 y esta bomba se coloca sólo para dar una altura al fluido suficiente para desembocar en el HRAP.

4.3.10 LC - 011

El LC - 011 es un control de nivel, concretamente del sedimentador, que es el que alimenta la corriente que se dirige hacia la columna de absorción para absorber los compuestos no deseados del biogás.

Este control se establece debido a la posibilidad de que la altura de líquido del sedimentador baje hasta el punto de que la bomba entre en la zona de peligro por no llegar a la presión mínima de trabajo, o incluso de tomar aire, lo que dañaría los sistemas de la misma.

Por esta razón existe un controlador de nivel (LT - 011) en el sedimentador, por el cual si el nivel baja de cierta altura enviará una señal al controlador que parará el motor de la bomba para evitar los problemas anteriormente mencionados.

4.3.11 LC - 021

El LC - 021 es un control de nivel, concretamente del depósito de la solución tampón, que suministra a la corriente 17 que se unirá a la 16 para entrar en la columna de absorción.

Este control se establece debido a la posibilidad de que la altura de líquido del depósito baje hasta el punto de que la bomba entre en la zona de peligro por no llegar a la presión mínima de trabajo, o incluso de tomar aire, lo que dañaría los sistemas de la misma.

Por esta razón existe un controlador de nivel (LT - 021) en el depósito, por el cual si el nivel baja de cierta altura enviará una señal al controlador que parará el motor de la bomba para evitar los problemas anteriormente mencionados.

4.3.12 LC - 031

El LC - 031 es un control de nivel, concretamente de la columna de absorción.

Este control se debe a que existe la posibilidad de que alguna tubería se atasque, lo que provocaría que el nivel de la columna suba hasta incluso inundar las tuberías del gas.

Por ello se tiene un transmisor de nivel (LT – 031) que, en caso de sobrepasar un límite fijado, automáticamente accionaría una válvula que enviaría todo el caudal de gas a una antorcha preparada para su combustión.

De este modo se para la entrada de un biogás que temporalmente sería eliminado mediante combustión para evitar así problemas medioambientales derivados del metano. Además el sensor de caudal de la corriente 29 (FT – 031) daría una lectura de 0, por lo que el actuador cerraría completamente la válvula impidiendo el reflujos del medio líquido.

Esto además también afectaría a la corriente 19, por lo que el controlador de la corriente 17, el FC – 041, también cerraría su correspondiente válvula y cortarían el flujo de solución tampón, deteniendo totalmente la sección de purificación de biogás hasta que se desatasque el sistema.

4.4 Estudio de seguridad

Hay que tener presente que cualquier actividad laboral entraña sus riesgos y posibilidades de accidentes e incidentes, ya sea por causas naturales, fallos del sistema, o fallos humanos. Por lo que muchas veces tan solo se intentará minimizar los efectos negativos de lo que pueda ocurrir, pues no es posible tener un control completo de ciertas variables.

Para este fin se realizarán dos acciones, primero una serie de medidas preventivas y posteriormente una evaluación de riesgos de la planta con sus consecuencias y reacciones, que se recogerán en un HAZOP.

4.4.1 Medidas preventivas

Las medidas preventivas serán divididas en cuatro apartados claramente diferenciados, si bien todos están relacionados, pues un buen funcionamiento de la seguridad en planta parte de la sinergia positiva de la unión de todos ellos.

Sistemas de control

Como se explicó en el apartado anterior, la planta consta de distintos sistemas de control, los cuales se encargaran de su correcto funcionamiento, Este correcto funcionamiento engloba desde la obtención de un producto de la calidad deseada y unas corrientes fijas y controladas, hasta la reacción ante ciertos problemas o cambios del sistema que pudieran generar un peligro.

La actuación del sistema de control se verá más claramente en el HAZOP, donde se analiza cada problema específico, pero en cualquier caso todo ello pasa por un buen mantenimiento de los sistemas de control así como de los sensores y transmisores del proceso, que deberán ser revisados y calibrados periódicamente.

Controles generales de proceso

Incluye los controles inherentes a las sustancias y equipos presentes en la planta.

En la planta hay ciertas sustancias que pueden ser peligrosas, por ello hay una serie de riesgos que deben tenerse en cuenta:

- Todo el medio líquido proviene de aguas residuales y contiene microorganismos, por lo que es un agente biológico de tipo 2.
- El biogás contiene un alto porcentaje de metano, que aumenta aún más a la salida de la columna, por lo que es un material inflamable y explosivo.
- Trabajo con productos químicos, así como posibles golpes, caídas, rasguños, etc. propios de un trabajo en planta.

Además cabe destacar que los materiales de construcción están preparados para cada sustancia, así como la presencia de un control periódico de los equipos y sus medidas de seguridad para estas condiciones.

Cualificación del personal

Es importante disponer de un personal cualificado para el trabajo, cada empleado debe conocer claramente los peligros que entraña su trabajo así como el modo de evitarlos.

Deberán ser capaces de realizar su trabajo de forma segura para ellos y sus compañeros, y se impartirán cursos cuando sea necesario, como por ejemplo en un cambio de las condiciones de trabajo.

También deben realizarse cursos periódicamente para mantener la formación del empleado actualizada, así como entrenamientos para ser capaces de reaccionar ante una situación de peligro real.

Los trabajadores que estén expuestos a sustancias peligrosas deben someterse a chequeos médicos periódicos.

Equipos de protección individual (EPIs)

Los equipos de protección individual deben suministrarse a todos los empleados que puedan necesitarlos en el desarrollo de su trabajo, y deben conocer su funcionamiento y mantenimiento si lo requirieran.

A continuación se muestra una tabla con algunos EPIs que serían necesarios en la planta.

Tabla 6. EPIs utilizados en la planta de purificación de biogás

EPI	Finalidad
Gafas de seguridad	Protección ante la entrada de líquido en los ojos.
Casco	Protección ante proyección de objetos y caída.
Cascos auriculares y tapones	Protección ante ruidos molestos continuados o ruidos que puedan dañar la capacidad auditiva.
Guantes	Protección ante agentes químicos, quemaduras, contaminación y, si son aislantes, contra descargas eléctricas.
Botas	Protección ante agentes químicos, quemaduras, contaminación y, si son aislantes, contra descargas eléctricas en los pies.
Ropa de trabajo	Protección para las posibles contaminaciones debido a la acumulación de agentes contaminantes en la ropa.
Máscara de filtro	Protección ante la inhalación de productos tóxicos.

4.4.2 Método HAZOP

A continuación se mostrará el método HAZOP aplicado para nuestra planta, donde debido a la gran extensión que podría alcanzar se estudiarán sólo los puntos más importantes del sistema en cuanto a riesgos se refiere.

NÚMERO	PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	CAUSAS	CONSECUENCIAS	MEDIDA PREVENTIVA	ACCIÓN
1	NO	Flujo en la corriente 1,6 2 ó 3...22	Tubería atascada	Mal funcionamiento de la planta por falta de una de las corrientes	Revisión periódica de las tuberías	Instrucción de los operarios para realizar el mantenimiento
2	NO	Flujo en la corriente 27	Parada del proceso de digestión anaerobia	No hay entrada de biogás para su purificación	El depósito de biogás dará un tiempo de margen para seguir trabajando de forma normal	Información sobre la parada y cambio en el flujo de 29 en función de ello
3	MÁS	Flujo en la corriente 27	El flujo de biogás procedente de la digestión anaerobia es mayor que el purificado en la planta	El depósito de biogás se llenaría y se superaría la presión de diseño del depósito	Presencia de un indicador de presión	Se activaría la válvula de tres vías para quemar biogás del depósito
4	MENOS	Flujo en la corriente 8	No hay flujo en una de las corrientes 5, 6 ó 7	Mal funcionamiento de la planta por falta de una de las corrientes	Revisión periódica de las tuberías	Instrucción de los operarios para realizar el mantenimiento

NÚMERO	PALABRA GUÍA	DESVIACIÓN	CAUSAS	CONSECUENCIAS	MEDIDA PREVENTIVA	ACCIÓN
5	MENOS	Presión en la corriente 16 ó 17	Nivel de líquido muy bajo	La bomba centrífuga puede entrar en el punto de "surge" y dejar de funcionar	Recirculación con un controlador de presión	Búsqueda y solución del problema
6	MENOS	Presión en la corriente 28	Poco biogás en el depósito	el compresor centrífugo puede entrar en el punto de "surge" y dejar de funcionar	Recirculación con un controlador de presión	Búsqueda y solución del problema
7	ADEMÁS DE	Gas hay líquido en la corriente 30	Tubería de salida de líquido de la columna atascada	Líquido en el biogás purificado	Control de nivel en la columna que parará todo el sistema de purificación	Desatascar la salida

4.5 Servicios

Los servicios necesarios para el funcionamiento de la planta de purificación son los siguientes:

- Instalación eléctrica
- Servicio sanitario
- Agua: sanitaria, industrial (contra incendios)
- Servicio de mantenimiento
- Laboratorio de control

Como se trata de una ampliación de una planta de tratamiento de aguas residuales ya construida, se da por hecho que la mayor parte, si no todos, los servicios ya los incluye la propia planta de tratamiento.

4.6 Evaluación económica

En este apartado se estudiarán los gastos que supone la implantación del sistema de purificación de biogás en una planta de tratamiento de aguas residuales.

Hay que tener en cuenta que no se trata de una fábrica que comercialice un producto, por lo que no tendremos en cuenta los beneficios del biogás purificado, sino que se supondrá que su uso es para la obtención de energía de la propia planta.

El coste final incluye:

- Los costes de inmovilizado: que incluyen los equipos como reactores, depósitos, bombas, tuberías, etc. y que tendrán un precio fijo.
- Los costes de operación: que incluyen los gastos de energía, materias primas y personal a lo largo del tiempo para el funcionamiento de la planta.

4.6.1 Costes de inmovilizado

Los costes de cada equipo están calculados en su parte correspondiente del anexo C, apartado C.7.

Aquí tan solo se mostrarán los resultados en la siguiente tabla.

Tabla 7. Costes de equipo

Equipo	Código	Número	Coste (€)
Bomba centrífuga	B - 01/02/03	3+1	960
Columna de absorción	CA - 01	1	10042,81
Compresor centrífugo	CC - 01	1+1	500
Depósito tampón	D - 01	1	32231,98
Depósito biogás	D - 02	1	6283,20
HRAP	R - 01/02/03	3	143512,50
Sedimentador	S - 01	1	2435,11
Tuberías	-	830 (m)	4150
Total			200115,59

4.6.2 Costes de operación

Los gastos se dividirán en:

- Gastos debidos al consumo de energía
- Gastos debidos a las materias primas utilizadas
- Gastos debidos al sueldo del personal

Todos los cálculos están detallados en el apartado C.8 de los anexos.

Cabe destacar que los precios derivados de los vertidos o impuestos no están incluidos, ya que estarán dentro de los gastos de la planta de tratamiento previamente a la instalación del nuevo sistema.

Consumo de energía

Para este valor se calculó el gasto energético de los reactores, bombas y compresores del sistema en función del precio de la energía en España, que en 2015 es aproximadamente 55 €/MW·h ^[24].

El resultado de estos cálculos es de un gasto igual a 1.652,79 €/año, lo que equivale a 0,19 €/h.

Materias primas

Las materias primas a utilizar son:

- Aguas residuales: no contarán como gasto ya que proceden de la planta.
- Biogás: no contará como gasto ya que procede de la planta.
- Solución tampón: el gasto se calculará mediante el IC suministrado por hora, dando un precio final de 5,33 €/h.

Sueldo del personal

Para el buen funcionamiento de la planta es necesaria una vigilancia constante del sistema de control, así como un mantenimiento rutinario del sistema.

Para lo primero es necesario un empleado las 24 horas del día vigilando, por lo que en principio se necesitaría contratar a 3 personas para sendos turnos de 8 horas diarias. Realmente no es necesaria la contratación de otro empleado, ya que el sistema de control de la planta de purificación se puede unir al de la planta de tratamiento de aguas residuales, pudiendo ser así vigilada por el mismo empleado que vigile el resto de la planta.

Para la parte de mantenimiento se necesitará un operario que revise periódicamente el sistema así como repararlo si fuera necesario. Se puede considerar que el empleado que realiza el mantenimiento del resto de la planta también podría hacer este trabajo.

Por último cabe destacar el llenado del depósito que contiene la solución tampón, que se realizará dos veces por semana. Aunque la solución puede comprarse ya elaborada eliminando así la necesidad de realizar el trabajo, pues se descargaría directamente en el depósito, se considerará que hay que prepararla. Para la preparación no se necesitará demasiado tiempo, y teniendo en cuenta que sólo será dos veces por semana, puede realizarse este trabajo por otro de los trabajadores de la planta, por lo que tampoco se necesitará un trabajador nuevo para ello.

Por todo ello el gasto de personal será considerado nulo, pues no es estrictamente necesario ningún puesto nuevo para esta ampliación.

Tras esto, el resultado final de los costes de operación resulta:

Tabla 8. Costes de operación

Coste	Precio (€/h)
Energía consumida	0,19
Materias primas	5,33
Personal	0,00
Total	5,52

4.6.3 Energía del biogás

El beneficio obtenido de la energía del biometano generado en la planta de purificación se calcula en 15,75 €/h (los cálculos detallados se encuentran en el anexo C.9).

Y para el transcurso de un año y teniendo en cuenta los gastos de los costes de operación el beneficio es de 89.621,52 €.

Por lo que para amortizar la planta se necesitarán 2,23 años.

5 CONCLUSIONES

El diseño realizado de la planta de purificación de biogás muestra la viabilidad del proceso para su implementación a escala real. En primer lugar la planta cumple su función, que es principalmente la purificación del biogás y, de forma secundaria, el pretratamiento de las aguas residuales.

Además este caudal de gas ya purificado puede ser utilizado como combustible para la obtención de energía, y en ese caso el resultado es de una amortización de la planta en menos de 3 años, y un beneficio anual de casi 90.000 €.

Por ello la planta de tratamiento de aguas residuales reducirá sus gastos, pues disminuirá ligeramente su caudal de agua a tratar y evitará los costes de la purificación de todo el biogás por otros medios.

Tampoco se debe olvidar que las microalgas son un mercado en auge, y es posible que más adelante se instale otra ampliación para la obtención de las microalgas producidas para su posterior venta, lo cual aumentaría el beneficio de la planta.

6 BIBLIOGRAFÍA

[1] André, F.J., de Castro, L. M., Cerdá, E. (UCM) “Las energías renovables en el ámbito internacional”.

<http://www.revistasice.com/CachePDF/CICE_83__810091ECBB9FFCF682FD12C77FAB6D.pdf> [Consultado: 8/12/14]

[2] Biodiesel Uruguay. *Rendimiento de cultivos oleaginosos por hectárea aptos para biodiesel.*

<<http://www.xn--depositosespaa-2nb.com/pdf/valladolid.pdf>>
[Consultado: 8/12/14]

[3] Gobierno de España. Ministerio de Industria, Energía y Turismo. Secretaria de Estado de Energía. *Plan de energías renovables 2011-2020.*

<http://www.minetur.gob.es/energia/es-ES/Novidades/Documents/PER_2011-2020_VOL_I.pdf>
[Consultado: 8/12/14]

[4] Euroserv'er (2012). “Biogas Barometer” en *systèmes solaires, le journal des énergies renouvelables*. N° 212

[5] Gobierno de España. Ministerio de Industria, Energía y Turismo. Secretaria de Estado de Energía. *Libro de la energía en España 2013.*

<<http://www.minetur.gob.es/energia/balances/Balances/Paginas/Balances.aspx>> [Consultado: 9/12/14]

[6] Petterson, A. y Wellinger, A. (2009). “Biogas upgrading technologies-development and innovation” en *IEA Bioenergy*.

[7] Varnero, M.T., Carú, M., Galleguillos, K. y Achondo, P. (2012). “Tecnologías disponibles para la Purificación de Biogás usado en la Generación Eléctrica”. *Información Tecnológica*. Vol. 23, nº 2, pág. 31-40.

[8] iagua. *Modelos tecnológicos en la limpieza del biogás en estaciones de depuración de aguas residuales*.

<<http://www.iagua.es/noticias/depuracion/12/10/30/modelos-tecnologicos-en-la-limpieza-del-biogas-en-estaciones-de-depuracion-de-aguas-residuales-2280>> [Consultado: 29/12/14]

[9] Green Gas Grids. *Biomethane Standards*.

<http://european-biogas.eu/wp-content/uploads/2014/03/8_Mattias-Svensson_standards.pdf>

[10] Abatzoglou, N. y Boivin, S. (2009). “A review of biogas purification processes” en *Wiley InterScience*. DOI: 10.1002/bbb.117; *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 3:42–71 (2009).

[11] Muñoz, R., Meier, L., Diaz, I. y Jeison, D. (2009). “A critical review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for an integral biogas upgrading”. (*Pendiente de revisión*).

[12] Ación Fernández, F.G. (2015). “Curso Avanzado de Cultivo de Microalgas”. Presentación: “*Biotechnology of Microalgae*”

[13] Ación Fernández, F.G. (2015). “Curso Avanzado de Cultivo de Microalgas”. Presentación: “Current and future commercial applications of microalgae”

[14] Ación Fernández, F.G. (2015). “Curso Avanzado de Cultivo de Microalgas”. Presentación: “Closed versus open photobioreactors”

[15] Bahr, M., Diaz, I., Dominguez, A., González Sánchez, A. y Muñoz, R. (2013). “Microalgal-Biotechnology As a Platform for an Integral Biogas Upgrading and Nutrient Removal from Anaerobic Effluents”. en *ACS Publications. Environmental, Science & Technology*.

[16] Eaton, A.D., Clesceri, L.S. y Greenberg, A.E. (2005). “Standard Methods for the examination of wáter and wastewater”, 21st ed. en *American Public health Association/American Water Works Association/Water Enviroment Federation*.

[17] Serejo, M., Posadas, E., Boncz, M.A., Blanco, S., García-Encina, P. y Muñoz, R. (2015). “Influence of Biogas Flow Rate on Biomass Composition During the Optimization of Biogas Upgrading in Microalgal-Bacterial Processes”. en *ACS Publications. Environmental, Science & Technology*.

[18] Agua y depuración. *Ciclo del nitrógeno en una EDAR*.

<<http://www.aguaydepuracion.com/conceptosbasicoscual-es-el-ciclo-del-nitrogeno/>> [Consultado: 20/7/15]

[19] S.L. Water Solutions. *Air Diffusers*.

<http://slwatertech.com/Air_diffusers> [Consultado: 10/5/15]

[20] Metcalf & Eddy (1996). “Tratamiento y Depuración de Aguas Residuales”. Ed. Labor.

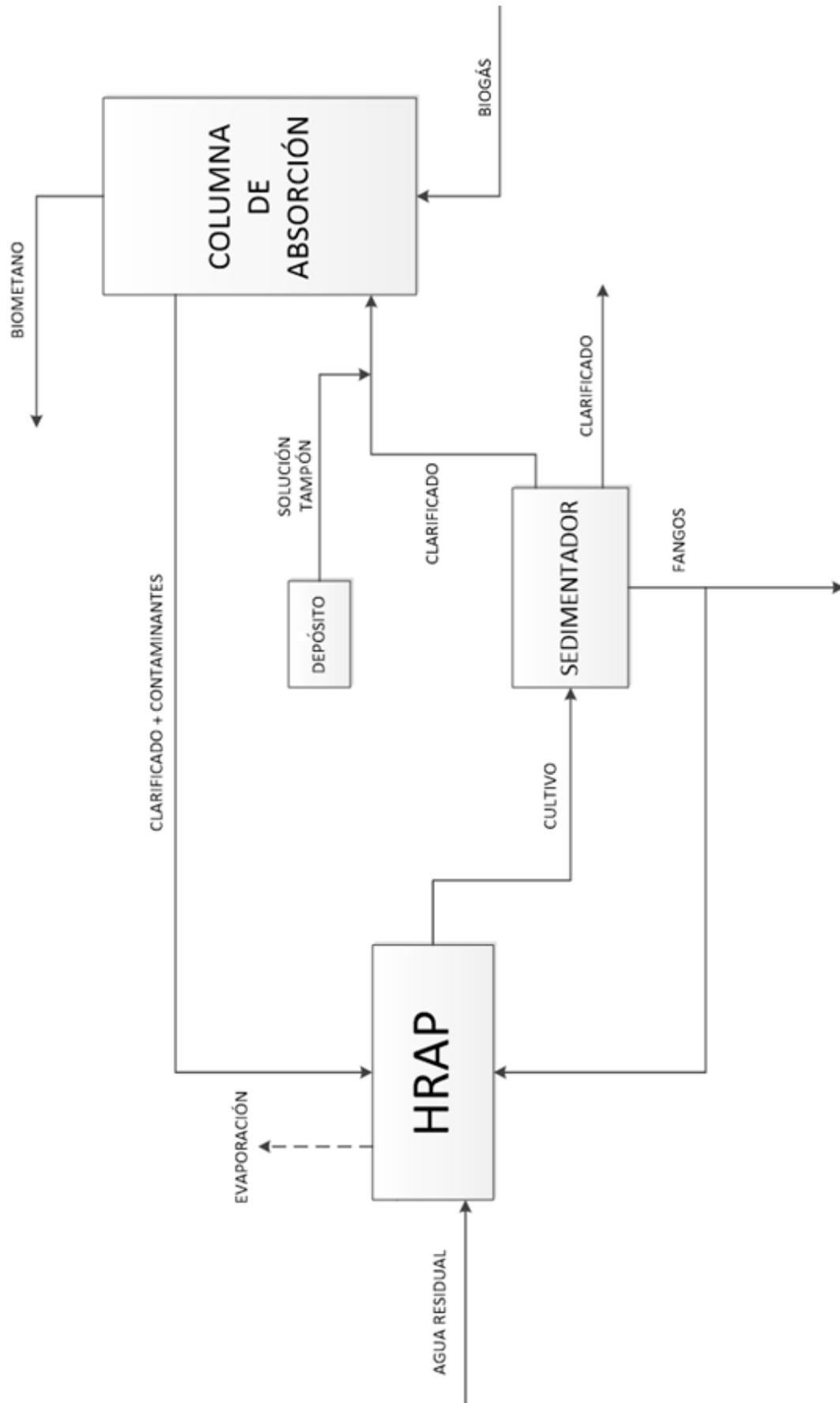
- [21] Repicky. *Sistemas de Aireación*.
<http://www.pubs.ext.vt.edu/442/442-452/442-452_pdf.pdf>
[Consultado: 4/4/15]
- [22] Aungier, R. (2000). "Centrifugal Compressors a strategy for aerodynamic design and analysis". ASME: ISBN 0-7918-0093-8
- [23] Repicky. *Sistemas de Aireación*.
<<http://www.repicky.com.ar/difusores-de-membrana-de-burbuja-fina.html>> [Consultado: 10/5/15]
- [24] Red eléctrica de España.
<http://www.esios.ree.es/web-publica/> [Consultado: 29/6/15]
- [25] Salvador Escoda S.A. *Tarifa de precios*.
<http://www.salvadorescoda.com/tarifas/Bombas_Agua_Tarifa_PVP_SalvadorEscoda.pdf> [Consultado: 14/5/15]
- [26] Depósitos España.
<<http://www.xn--depositosespaa-2nb.com/>> [Consultado: 20/5/15]
- [27] Depósitos España. *Tarifa de precios (Valladolid)*.
<<http://www.xn--depositosespaa-2nb.com/pdf/valladolid.pdf>>
[Consultado: 20/5/15]

- [28] Made in China.
<http://es.made-in-china.com/co_chinacoalintl/product_8bar-10bar-Centrifugal-Air-Compressors_essuniony.html> [Consultado: 2/7/15]
- [29] Teplex. *Geomembranas*.
<<http://www.teplex.com.mx/geomembrana/geomembrana.htm>>
[Consultado: 22/5/15]
- [30] Hormigones Guadarranque. *Tarifa de precios 2010 por m³*.
<<http://www.hormigonesguadarranque.es/hormigones.html>>
[Consultado: 20/5/15]
- [31] La casa de la construcción. *Listado general de tubos PVC*.
< <http://www.lacasadelaconstruccion.es/listado.php?ref=734>>
[Consultado: 20/5/15]
- [32] Vadequímica. *Aditivos alimentarios*.
< <http://www.vadequimica.com/125-aditivos-alimentarios>>
[Consultado: 30/6/15]

ANEXOS

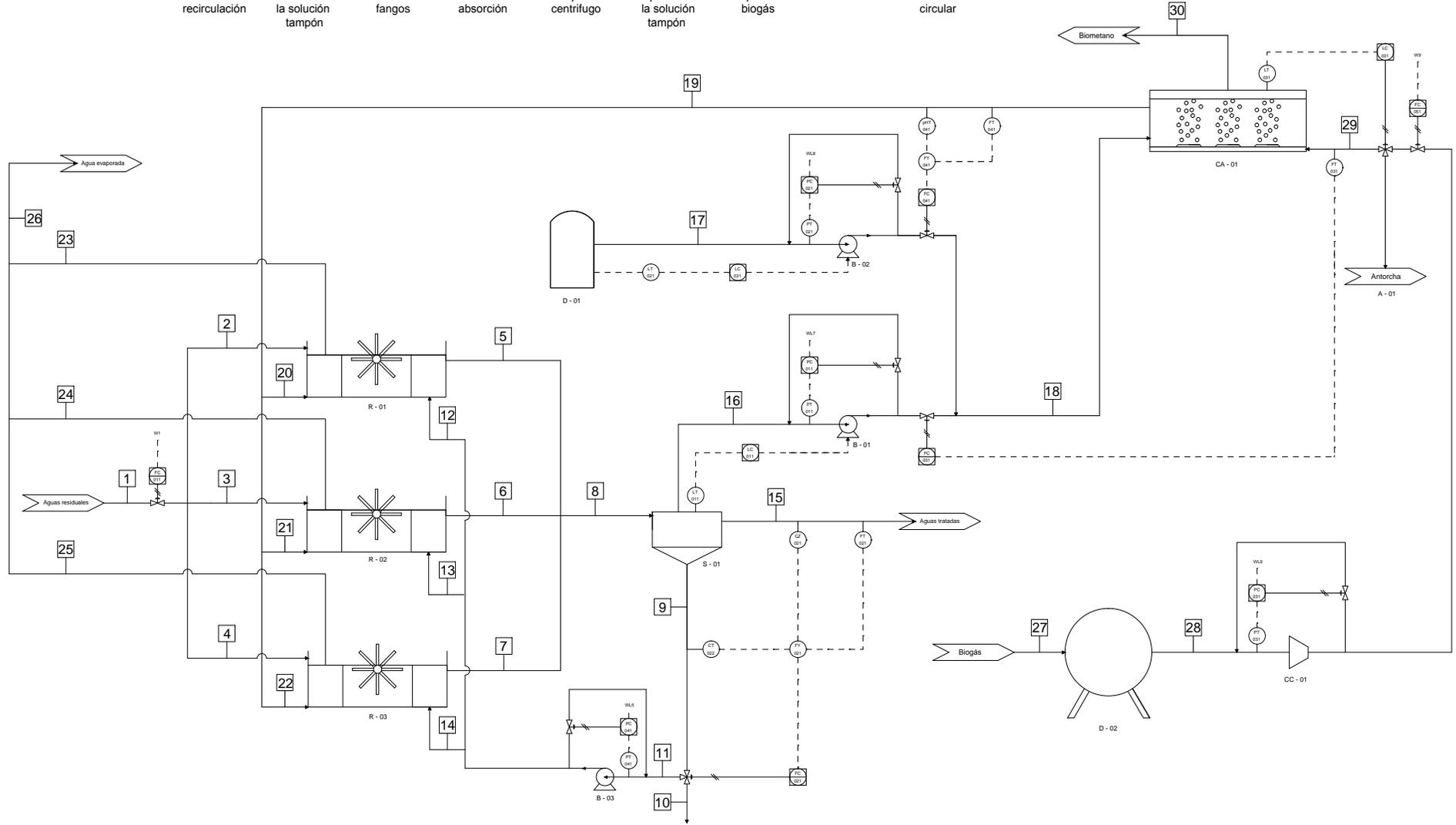
Anexo A

A.1 Diagrama de bloques



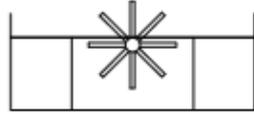
A.2 Diagrama de flujo

A - 01 B - 01 B - 02 B - 03 CA - 01 CC - 01 D - 01 D - 02 R - 01/02/03 S - 01
 Antorcha Bomba de recirculación Bomba de la solución tampón Bomba de fangos Columna de absorción Compresor centrífugo Deposito de la solución tampón Deposito de biogás HRAP Sedimentador circular

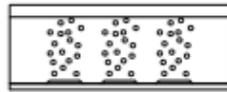


Universidad Universidad de Valladolid	Proyecto Trabajo Fin de Grado	Número de revisión - fecha Revisión 0 - 6/15
Facultad Escuela de Ingenierías Industriales	Título Limpieza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias	Autor Tutor Cotutor Universidad de Valladolid
Titulación Grado en Ingeniería Química	Plano Diagrama de Flujo	Firmas Autor Tutor Cotutor

SIMBOLOGÍA



HRAP



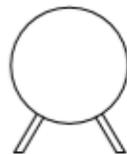
Columna de absorción



Sedimentador



Depósito de líquido



Depósito de gas



Bomba centrífuga



Compresor centrífugo



Válvula de control



Válvula de control de 3 vías

A.3 Tabla de corrientes

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Caudal (m ³ /h)	21,6	7,2	7,2	7,2	26,7	26,7	26,7	80,1	4,2	0,5	3,7	1,2	1,2	1,2	15,9
Flujo masico (kg/h)	21556	7185	7185	7185	26710	26710	26710	80129	4193	535	3658	1219	1219	1219	15935
Densidad (kg/m ³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
P (kg/h)	0,21	0,07	0,07	0,07	0,55	0,55	0,55	1,64	1,61	0,20	1,40	0,47	0,47	0,47	0,01
TN (kg/h)	2,16	0,72	0,72	0,72	4,97	4,97	4,97	14,90	11,77	1,50	10,27	3,42	3,42	3,42	0,65
IC (kg/h)	3,23	1,08	1,08	1,08	12,79	12,79	12,79	38,37	2,01	0,26	1,75	0,58	0,58	0,58	7,63
Biomasa (kg/h)	0	0	0	0	42,74	42,74	42,74	128,21	125,80	16,05	109,75	36,58	36,58	36,58	0,48
P (mg/l)	10	10	10	10	20	20	20	20	383	383	383	383	383	383	0
TN (mg/l)	100	100	100	100	186	186	186	186	2806	2806	2806	2806	2806	2806	41
IC (mg/l)	150	150	150	150	479	479	479	479	479	479	479	479	479	479	479
Biomasa (mg/l)	0	0	0	0	1600	1600	1600	1600	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30
CO ₂ (%)															
CH ₄ (%)															
H ₂ S (%)															
N ₂ (%)															
O ₂ (%)															
CO ₂ (m ³ /h)															
CH ₄ (m ³ /h)															
H ₂ S (m ³ /h)															
N ₂ (m ³ /h)															
O ₂ (m ³ /h)															
CO ₂ (kg/h)															
CH ₄ (kg/h)															
H ₂ S (kg/h)															
N ₂ (kg/h)															
O ₂ (kg/h)															
T (°C)	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
p (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	2,5	1	1	1	1

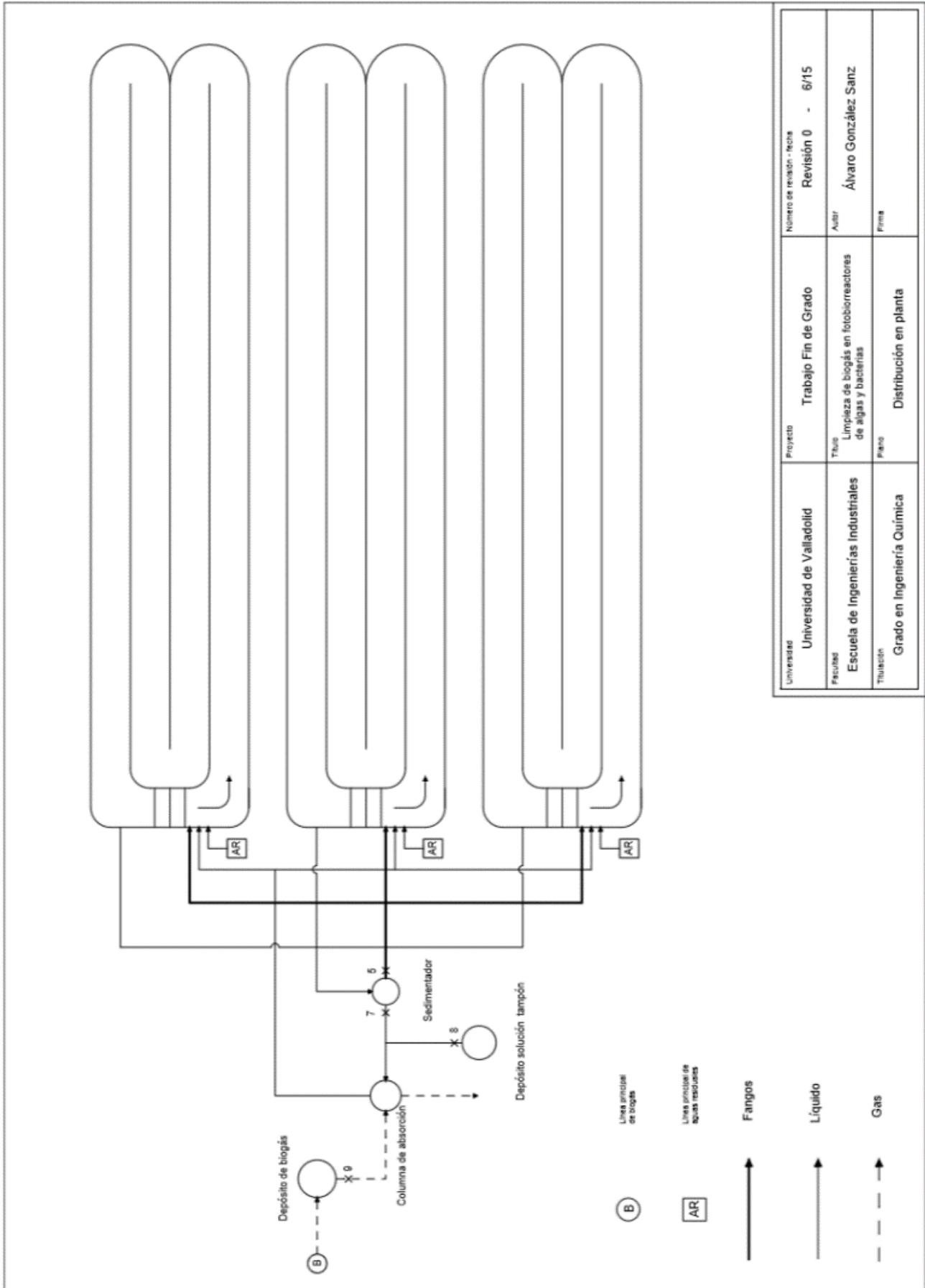
CORRIENTE	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Caudal (m ³ /h)	60,0	1,5	61,5	61,5	20,5	20,5	20,5	2,2	2,2	2,2	6,6	52,6	50,0	50,0	34,9
Flujo masico (kg/h)	60000	1500	61500	61526	20509	20509	20509	2204	2204	2204	6611	50	50	50	24
Densidad (kg/m ³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	0,944	0,993	0,993	0,692
P (kg/h)	0,02	0,00	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0	0	0	0				
TN (kg/h)	2,46	0,00	2,46	2,46	0,82	0,82	0,82	0	0	0	0				
IC (kg/h)	28,73	6,66	35,39	42,04	14,01	14,01	14,01	0	0	0	0	7,22	7,22	7,22	0,57
Biomasa (kg/h)	1,80	0	1,80	1,80	0,60	0,60	0,60	0	0	0	0				
P (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
TN (mg/l)	41	0	40	40	40	40	40	0	0	0	0				
IC (mg/l)	479	4440	575	683	683	683	683	0	0	0	0				
Biomasa (mg/l)	30	0	29	29	29	29	29	0	0	0	0				
CO2 (%)												29,5	29,5	29,5	2,1
CH4 (%)												70	70	70	95,4
H2S (%)												0,5	0,5	0,5	0
N2 (%)												0	0	0	2,5
O2 (%)												0	0	0	0
CO2 (m ³ /h)												15,51	14,76	14,75	0,74
CH4 (m ³ /h)												36,81	35,02	35,00	33,25
H2S (m ³ /h)												0,26	0,25	0,25	0
N2 (m ³ /h)												0	0	0	0,88
O2 (m ³ /h)												0	0	0	0
CO2 (kg/h)												26,47	26,47	26,47	1,32
CH4 (kg/h)												22,84	22,84	22,84	21,70
H2S (kg/h)												0,35	0,35	0,35	0
N2 (kg/h)												0	0	0	1,00
O2 (kg/h)												0	0	0	0,10
T (°C)	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	35	20	20	20
p (atm)	1,14	1,09	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

En la realización de los balances de materia se han considerado las siguientes suposiciones:

- Las densidades de todas las corrientes líquidas son constantes e iguales a la del agua.
- Todas las tuberías que parten de, o llegan a bifurcaciones están diseñadas para llevar el mismo caudal por cada tubería.
- La corriente 1 es constante y su cálculo es función de los nutrientes necesarios para los reactores.
- Únicamente tiene lugar producción de biomasa y consumo de nutrientes en los HRAP.
- El carbono inorgánico asimilado para el crecimiento de la biomasa será igual al introducido por la corriente de aguas residuales más el absorbido por la columna de absorción.
- La eliminación del P, N e IC de la corriente de aguas residuales viene impuesta por los resultados del diseño del reactor.
- La corriente 2 tiene la concentración de biomasa constante e igual a la obtenida experimentalmente, es decir, 1600 mg/l.
- Los flujos de salida del sedimentador están impuestos por la eficiencia del mismo.
- La corriente 17 tiene la misma concentración de IC que la utilizada en la planta experimental, y su flujo será 40 veces menor que la de la corriente 16.
- Las corrientes 23, 24 y 25 se calculan en función de la evaporación por área de los reactores obtenida experimentalmente y que equivale a 0,25 l/m²h
- Se considera una temperatura ambiental de 20° y presión atmosférica (1atm) para todas las corrientes, salvo la corriente 27 y 29.
- La corriente 27 viene del proceso de digestión anaerobia a una temperatura de 35°C.

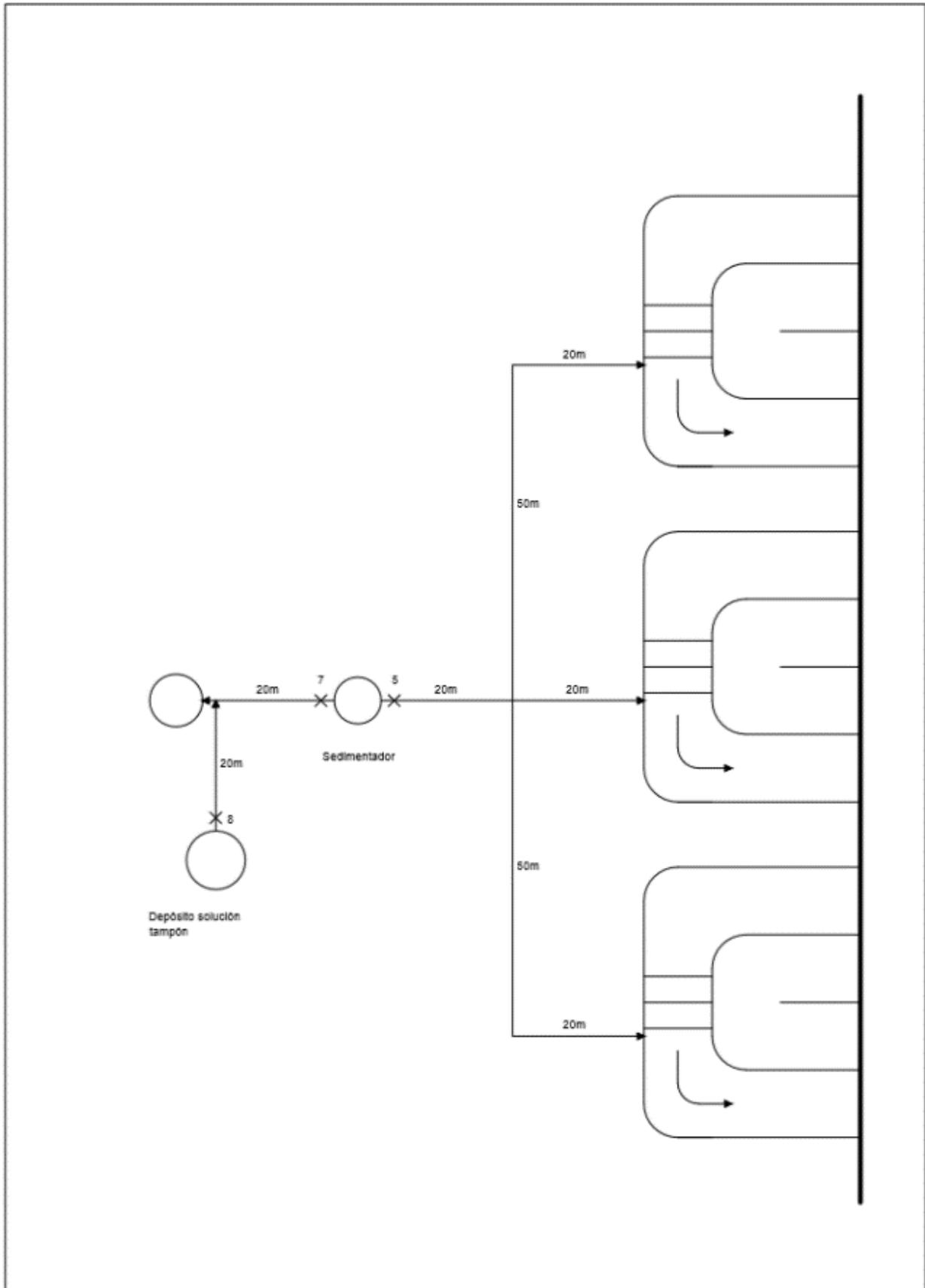
- La corriente 28 se considera que tras el tiempo en el depósito de biogás, que es de aproximadamente 10 horas, se habrá enfriado hasta la temperatura ambiente.
- Las concentraciones de la corriente 27 vienen dadas por los datos típicos del biogás procedente de procesos anaerobios.
- Las absorciones y desorciones de la corriente gaseosa que entra a la columna están impuestas por los resultados experimentales, cuyos datos son los siguientes:
 - Eliminación CO₂ 95%
 - Eliminación CH₄ 5%
 - Eliminación H₂S 100%
 - Desorción O₂ 0,002 kg O₂ absorbido / m³ de biogás
 - Desorción N₂ 0,02 kg N₂ absorbido / m³ de biogás
- Las corrientes gaseosas se consideran siempre como gases ideales.
- El compresor de la corriente 28 es isoentrópico.
- El coeficiente adiabático igual al del CH₄ a 20°C, que es 1,32.

A.4 Distribución en planta

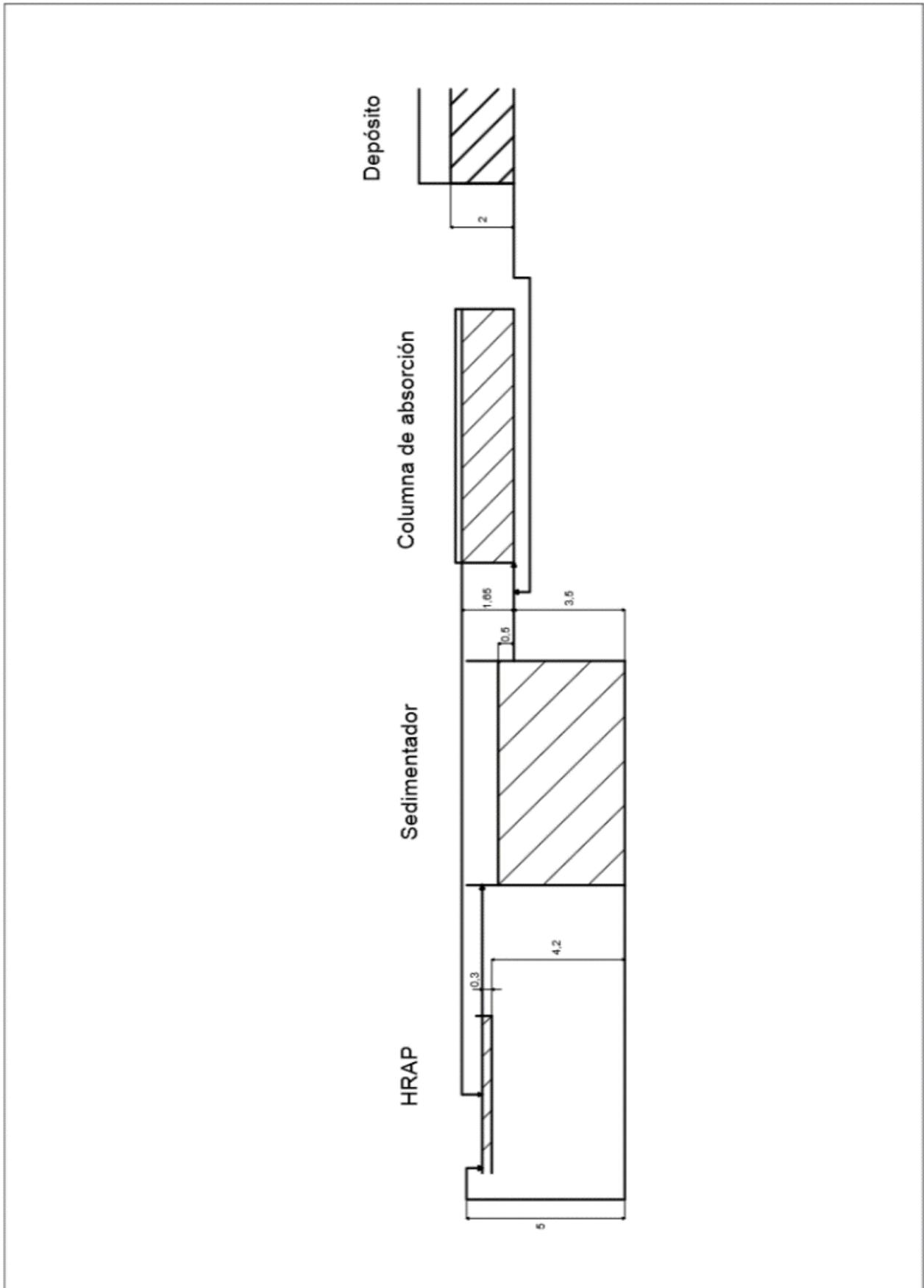


Universidad	Universidad de Valladolid	Proyecto	Trabajo Fin de Grado	Número de revisión - fecha	Revisión 0 - 6/15
Facultad	Escuela de Ingenierías Industriales	Título	Limpeza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias	Autor	Álvaro González Sanz
Titulación	Grado en Ingeniería Química	Plano	Distribución en planta	Firma	

Distribución y distancias (en metros) de las tuberías en la planta.



Altura de los equipos (en metros) y sus niveles de líquido.



Anexo B

B.1 Hojas de especificación

Universidad de Valladolid Escuela de Ingenierías Industriales				Lista de equipos			
Autor		Álvaro González Sanz		Revisión	Fecha	Revisión	Fecha
Proyecto		TFG		0	24/05/2015		
Título		Limpieza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias					
Titulación		Grado en Ingeniería Química					
	EQUIPO	Nº	DESCRIPCIÓN	MOTOR	NOTAS		
1	A - 01	1	Antorcha				
2	B - 01	2	Bomba de recirculación	Eléctrico	Un equipo de reserva		
3	B - 02	2	Bomba de solución tampón	Eléctrico	Un equipo de reserva		
4	B - 03	2	Bomba de fangos	Eléctrico	Un equipo de reserva		
5	CA - 01	1	Columna de absorción				
6	CC - 01	2	Compresor centrífugo	Eléctrico	Un equipo de reserva		
7	D - 01	1	Depósito solución tampón				
8	D - 02	1	Depósito de biogás				
9	R - 01	1	HRAP	Eléctrico			
10	R - 02	1	HRAP	Eléctrico			
11	R - 03	1	HRAP	Eléctrico			
12	S - 01	1	Sedimentador circular				
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							

Universidad de Valladolid Escuela de Ingenierías Industriales				HRAP			
Autor	Álvaro González Sanz			Revisión	Fecha	Revisión	Fecha
Proyecto	TFG			0	24/05/2015		
Título	Limpieza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias						
Titulación	Grado en Ingeniería Química						
1	Código:	R - 01/02/03	nº:	1/1/1			
2	Equipo:	HRAP (High Rate Algal Pond)					
3							
4	Volumen:	2700 m ³					
5	Superficie:	9000 m ²					
6	Profundidad:	0,5 m					
7							
8	Canales:	4					
9	Giros 180º:	4					
10	Anchura canales:	10,37 m					
11	Longitud canales:	207,49 m					
12	Material:	Geomembrana					
13	Anchura canales:	10,37 m					
14							
15							
16							
17							
18							
19	BOQUILLAS						
20	Código	nº	Diámetro (cm)	Uso			
21	A	1		Salida de fluido por rebose			
22	B	1		Entrada de fluido			
23	C	1		Entrada de fluido			
24	D	1		Entrada de fluido			
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31				Notas			
32				1) Diseñado para 0,3 m de altura de fluido			
33				2) Altura del centro del diámetro en la figura			
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							

Universidad de Valladolid Escuela de Ingenierías Industriales				Sedimentador			
Autor	Álvaro González Sanz			Revisión	Fecha	Revisión	Fecha
Proyecto	TFG			0	24/05/2015		
Título	Limpieza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias						
Titulación	Grado en Ingeniería Química						
1	Código: S - 01 nº: 1						
2	Equipo: Sedimentador circular						
3							
4	Volumen: 200,32 m3						
5	Superficie: 40,06 m2						
6	Profundidad: 5 m						
7	Diámetro: 7,14 m2						
8							
9	Material: Hormigón armado						
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19	BOQUILLAS						
20	Código	nº	Diámetro (cm)	Uso			
21	A	1		Entrada de fluido			
22	B	1		Salida a la recirculacion			
23	C	1		Salida de fluido por rebose			
24	D	1		Salida de los fangos			
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31				Notas			
32				1) Diseñado para 0,4 m de altura de fluido			
33				2) Altura del centro del diámetro en la figura			
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							

Universidad de Valladolid Escuela de Ingenierías Industriales					Columna de absorción			
Autor		Álvaro González Sanz			Revisión	Fecha	Revisión	Fecha
Proyecto		TFG			0	24/05/2015		
Título		Limpieza de biogás en fotobiorreactores de algas y bacterias						
Titulación		Grado en Ingeniería Química						
1	Código:	CA - 01	nº:	1				
2	Equipo:	Columna de absorción						
3								
4	Volumen:	59,20 m3						
5	Superficie:	32,00 m2						
6	Profundidad:	1,85 m						
7	Diámetro:	6,38 m2						
8								
9	Material:	Poliéster reforzado con fibra de vidrio						
10								
11								
12								
13								
14								
15								
16								
17								
18								
19	BOQUILLAS							
20	Código	nº	Diámetro (cm)	Uso				
21	A	1		Entrada de gas				
22	B	1		Salida de gas				
23	C	1		Entrada de fluido				
24	D	1		Salida de fluido				
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31				Notas				
32				1) Diseñado para 1,65 m de altura de fluido				
33				2) Altura del centro del diámetro en la figura				
34				3) Incluye posicionamiento de los burbujeadores				
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								

Anexo C

C.1 Cálculos columna de absorción

Los datos de los que se dispone para el cálculo son:

Tabla C.1. Datos para el cálculo de columna de absorción

Símbolo	Parámetro	Valor	Unidad
L_{exp}	Flujo de líquido	60	l/d
G_{exp}	Flujo de gas	50	l/d
d_{exp}	Diámetro de la columna	4,4	cm
h_{exp}	Altura de la columna	1,65	m
G	Flujo de gas	50	m ³ /h

Los subíndices “exp” indican datos obtenidos en la experimentación a nivel laboratorio. La ausencia de subíndice corresponde a valores de la columna de la planta.

Relación L/G experimental.

$$\frac{L_{exp}}{G_{exp}} = \frac{60}{50} = 1,2$$

Caudal de líquido necesario:

$$\frac{L_{exp}}{G_{exp}} = \frac{L}{G} = 1,2 \quad \rightarrow \quad L = 1,2 \cdot 50 = 60 \frac{m^3}{h}$$

Volumen de la columna experimental:

$$V_{exp} = h_{exp} \cdot \pi \cdot \frac{d_{exp}^2}{4} = 1,65 \cdot \pi \cdot \frac{0,044^2}{4} = 0,0022 m^3$$

Tiempo de residencia del líquido:

$$t_{rL exp} = \frac{V_{exp}}{L_{exp}} = \frac{0,0022}{6,94 \cdot 10^{-7}} = 3168 s = 52,8 min$$

Como el tiempo de residencia es igual en ambos casos, el volumen de la columna será:

$$V = t_{rL\ exp} \cdot L = 3168 \cdot 0,0167 = 52,8\ m^3$$

Con el volumen se obtendrá el área al ser la altura igual a 1,68 m:

$$V = h_{exp} \cdot \pi \cdot \frac{d^2}{4} \quad \rightarrow \quad d = 6,38\ m$$

También se debe incluir en la altura el tramo libre de líquido de 0,2 m, obteniéndose un volumen real de la columna de:

$$V = h \cdot \pi \cdot \frac{d^2}{4} = 59,2\ m^3$$

C.2 Cálculos para el diseño del HRAP

Los datos vienen de la tabla de corrientes y corresponden a los valores de caudal de biogás y eliminación explicados, por lo que el resultado final es:

$$CO_2\ absorbido = 0,006986\ kg/s$$

Pero de este CO_2 tan solo interesa el C, por lo que:

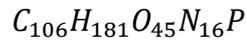
$$C_{absorbido} = CO_2\ absorbido \cdot \frac{Mm_C}{Mm_{CO_2}} = 0,006986 \cdot \frac{12}{44} = 0,0019\ kg/s$$

Éste será el IC proveniente de la corriente gaseosa, al cual hay que sumar el procedente de la corriente de aguas residuales ya que se considerará que la eliminación de estas 2 corrientes será la que marcará la productividad.

Para iniciar los cálculos, ya que el IC proveniente de las aguas residuales es proporcional a su caudal, que a su vez depende del carbono asimilado, se supone un valor de C en el agua residual de 0,0005 kg/s, comprobándose el resultado al final:

$$C_{\text{asimilado}} = C_{\text{absorbido}} + C_{AR} = 0,0024 \text{ kg/s}$$

A partir de la fórmula de la biomasa se obtiene la productividad necesaria:



Biomasa que se necesita producir para eliminar el carbono deseado:

$$B_{\text{producida}} = C_{\text{asimilado}} \cdot \frac{Mm_{\text{Biomasa}}}{C_{\text{Biomasa}}} = 0,0024 \cdot \frac{2428}{12 \cdot 106} = 0,004591 \text{ kg/s}$$

Del mismo modo se puede obtener la masa de N y de P necesaria para esa producción:

$$N_{\text{necesario}} = 36,59 \frac{\text{kg}}{\text{dia}} \quad \text{y} \quad P_{\text{necesario}} = 5,06 \frac{\text{kg}}{\text{dia}}$$

Suponiendo una producción de microalgas en función del área del reactor, pues la energía solar es un claro factor limitante, se puede obtener el área de reactor necesaria. Un valor típico para esa productividad es de 0,015 kg/m²-dia.

$$A_{\text{necesaria}} = \frac{B_{\text{producida}}}{P} = \frac{0,004591}{0,015/(24 \cdot 3600)} = 26444 \text{ m}^2$$

Las concentraciones de la corriente de entrada serán:

$$c_N = 0,1 \text{ g/l}$$

$$c_P = 0,0098 \text{ g/l}$$

$$c_{IC} = 0,15 \text{ g/l}$$

A partir de estas concentraciones se calculará el caudal de agua residual que suministre el N y el P necesarios para producir la biomasa requerida:

$$Q_{AR} = \frac{N_{\text{necesario}}}{c_N} = 0,004236 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_{AR} = \frac{P_{necesario}}{c_P} = 0,005988 \text{ m}^3/\text{s}$$

Como deben cumplirse ambas concentraciones, se trabajará con un caudal mínimo igual al máximo de las dos corrientes calculadas, es decir, se trabajará con el P como factor limitante y el caudal de entrada será igual a 5,988 l/s.

El resultado del IC es 0,0008 kg/s, es decir, varía el resultado final de 0,0024 a 0,0027 kg/s, por lo que se considera el error suficientemente pequeño. Además, en la realidad este valor es muy oscilante debido a la naturaleza de las aguas residuales, por ello al tener el mismo orden de magnitud se considera correcto.

Una vez calculada el agua residual (corriente 1) se determinarán las dimensiones del reactor que cumpla estas condiciones.

$$A_{HRAP} = \frac{A_{necesaria}}{3} \simeq 9000 \text{ m}^2$$

Por lo que se procederá a diseñar 3 HRAP de 9000 m² cada uno.

El volumen de líquido de cada reactor será:

$$V_{L(HRAP)} = A_{HRAP} \cdot h_L = 9000 \cdot 0,3 = 2700 \text{ m}^3$$

Tiempo de residencia de las aguas residuales:

$$t_r = \frac{V_{L(HRAP)}}{Q_1} = 15,33 \text{ días}$$

Como se mencionó en el diseño se fijará una relación L/W de 20, y se buscará la relación de estas dos variables para hallar el área de 9000 m². El sistema de ecuaciones a resolver será:

$$\frac{L}{W} = 20$$

$$A_{HRAP} = 4 \cdot A_{canal} + 2 \cdot A_{giros} + A_{zona\ palas} = 4 \cdot L \cdot W + 2 \cdot \frac{\pi \cdot W^2}{2} + W \cdot 4W$$

Se ha considerado el área del HRAP igual a la de los 4 canales, más las de los dos semicírculos de los giros de su parte más alejada de las palas, el giro más cercano a las palas formando parte de los canales y el giro donde se encuentran las palas como un rectángulo.

La solución al sistema de ecuaciones es de:

$$L = 207,49 \text{ m} \quad \text{y} \quad W = 10,37 \text{ m}$$

La diferencia de altura del líquido (Δd) antes y después de las palas se determinará teniendo en cuenta:

$$A = d \cdot W = 3,11 \text{ m}^2$$

$$P = W + 2d = 10,97 \text{ m}$$

$$R = d \cdot \frac{W}{W + 2d} = 0,28 \text{ m}$$

Dónde: A: área transversal del reactor por la que circula el líquido.

R: diámetro hidráulico.

P: perímetro mojado por área transversal.

V será la velocidad del líquido en el canal, que se considerará 0,2 m/s. Este es un valor estándar para estos reactores [14].

El material de construcción utilizado para el HRAP es geomembrana, por lo que el coeficiente de Manning (n) será el del plástico, que es igual a 0,01.

$$V = (1,486/n) \cdot R^{0,63} \cdot S^{0,5}$$

$$S = \frac{\Delta d}{L} = \frac{V^2}{(1,486/n)^2 \cdot R^{1,33}} = 9,68 \cdot 10^{-6}$$

$$\Delta d = 0,002 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta la diferencia de altura provocada por los cambios de sentido, que se establece como 0,0114 m/giro para una velocidad de 0,2 m/s:

$$\Delta d_{total} = n_{canales} \cdot \Delta d + n_{giros} \cdot 0,0114 = 0,05363 \text{ m} = 5,4 \text{ cm}$$

Finalmente, se calcula la energía necesaria para la recirculación del HRAP:

$$W_{palas} = \frac{Q \cdot \rho}{550 \cdot e} = 796,21 \text{ HP}$$

Donde W es la energía en caballos de potencia, Q es el caudal de líquido en ft³/s, ρ es la densidad en lbs/ft³ y e es la eficiencia de las palas, que se considerará 0,5.

Por lo que, para cada reactor:

$$W_{palas} = 0,94 \text{ HP} = 692,4 \text{ W}$$

Y al año:

$$W_{palas} = 2,18 \cdot 10^{10} \text{ J/año}$$

C.3 Cálculos sedimentador

Los datos de los que se parte son:

$$v_{sedimentación} = 2 \text{ m/h}$$

$$Q = Q_8 = 22,26 \text{ l/s}$$

Por lo que el área de sedimentación será:

$$A_s = \frac{Q}{v_s} = \frac{0,02226}{0,00056} = 40,06 \text{ m}^2$$

Al tratarse de un sedimentador circular:

$$d_s = \sqrt{\frac{A}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = 7,14 \text{ m}$$

El tiempo de residencia será 2 horas, por lo que el volumen de líquido:

$$V_L = Q \cdot t_r = 0,02226 \cdot 2 \cdot 3600 = 160,26 \text{ m}^3$$

Altura del líquido será:

$$h_L = \frac{V_L}{A_s} = \frac{160,26}{40,06} = 4 \text{ m}$$

Y al añadirle el metro extra, el volumen total queda:

$$V = A_s \cdot h = 40,06 \cdot 5 = 200,32 \text{ m}^3$$

Tras calcular los datos del sedimentador se procederá a calcular su eficacia:

$$e = \frac{ms_E - ms_S}{ms_E} \cdot 100 = \frac{Q_E \cdot SST_E - Q_S \cdot SST_S}{Q_E \cdot SST_E} \cdot 100$$

Dónde: Q_E : caudal de entrada del sedimentador (l/d)

Q_S : caudal de salida del sedimentador (l/d)

Para obtener los SST se utilizarán los datos del sedimentador del laboratorio, del cual se conocen las concentraciones de sólidos en la entrada (HRAP) y la salida (efluente).

El caudal de entrada (equivalente a la corriente 8) y los de salida (corrientes 15 y 16) son continuos y de caudales altos en comparación con el caudal de fango que pudiera salir. Por ello:

$$Q_E \approx Q_S \gg Q_F$$

$$Q_E = Q_S + Q_F \approx Q_S$$

Y la ecuación queda:

$$e = \frac{Q_E(SST_E - SST_S)}{Q_E \cdot SST_E} \cdot 100 = \frac{1,6 - 0,03}{1,6} \cdot 100 = 98,125 \%$$

Por ello se asumirá para los cálculos en la planta una eficacia del sedimentador continuo del 98,125%.

C.4 Cálculos bombas

Tabla C.2. Datos para el cálculo de las bombas centrífugas

Bomba	Código	Corriente	Subíndice
Bomba recirculación	B - 01	16	1
Bomba solución tampón	B - 02	17	2
Bomba fangos	B - 03	11	3

Suposiciones para el cálculo de las bombas 1 y 2:

- Se supondrá despreciable la longitud de la tubería de la corriente 18, por lo que debido a esto y a que $Q_{16} \gg Q_{17}$ y $Q_{16} \approx Q_{18}$, se considerará que la bomba 1 tan solo deberá mover su caudal a lo largo de la tubería de la corriente 16, y la bomba 2 hará lo propio con la tubería de la corriente 17.
- La tubería correspondiente a la corriente 16 tendrá unas pérdidas de carga locales debidas a la salida del sedimentador ($K=0,5$), la unión con la corriente 17 ($K=2$) y la entrada en la columna de absorción ($K=1$).

- La tubería correspondiente a la corriente 17 tendrá unas pérdidas locales debidas a la salida del depósito ($K=0,5$) y la unión con la corriente 16 ($K=2$).

Por lo que los resultados finales son:

$$K_1 = 3,5$$

$$K_2 = 2,5$$

También se debe tener en cuenta el factor de fricción, que se obtendrá a través de la rugosidad del material de las tuberías, en este caso PVC, siendo la rugosidad del mismo $\varepsilon = 0,0015$ mm.

Para lograr la velocidad de 1 m/s en las tuberías:

$$v = 1 \frac{m}{s} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}} \rightarrow d = \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot \frac{1}{4}}}$$

$$d_1 = \sqrt{\frac{Q_1}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = \sqrt{\frac{0,016667}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = 0,146 \text{ m}$$

$$d_2 = \sqrt{\frac{Q_2}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = \sqrt{\frac{0,000417}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = 0,023 \text{ m}$$

Como se mencionó antes, $Q_{16} \approx Q_{18}$, por lo que el diámetro de ambas tuberías será el mismo.

Y la rugosidad relativa para cada caso será:

$$\text{Para 1} \quad \frac{\varepsilon}{D} = 0,000010$$

$$\text{Para 2} \quad \frac{\varepsilon}{D} = 0,000065$$

El Re de cada corriente se calcula como:

$$Re = \frac{\rho \cdot d \cdot v}{\mu}$$

$$\rho = 1000 \frac{kg}{m^3} \quad \mu = 0,001 Pa \cdot s$$

$$Re_1 = \frac{\rho \cdot d_1 \cdot v}{\mu} = \frac{1000 \cdot 0.146 \cdot 1}{0,001} = 1,46 \cdot 10^5$$

$$Re_2 = \frac{\rho \cdot d_2 \cdot v}{\mu} = \frac{1000 \cdot 0.023 \cdot 1}{0,001} = 2,3 \cdot 10^4$$

Mediante el diagrama de Moody se obtienen unos factores de fricción de:

$$\text{Para 1} \quad f = 0,017$$

$$\text{Para 2} \quad f = 0,027$$

Con estos valores ya se puede proceder a calcular las pérdidas de carga totales:

$$h_T = h_f + h_L = \frac{8 \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g \cdot d^4} (\sum f \cdot \frac{L}{d} + \sum K)$$

$$h_{T1} = 0,297 m$$

$$h_{T2} = 1,323 m$$

Por lo que la altura de cada bomba será:

$$\left(\frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_s - \left(\frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_e = h_B - h_T$$

Para 1, como punto de entrada la superficie libre del sedimentador, y como salida la superficie libre de la columna:

$$\left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{0}{2g} + 5,15\right)_s - \left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{0}{2g} + 4\right)_e = h_{B1} - h_{T1}$$

$$h_{B1} = 1,45$$

Y suponiendo una eficacia igual a la unidad se calcula la energía:

$$W_1 = h_{B1} \cdot G_{16} = 1,45 \cdot 16,67 = 24,13 \text{ W}$$

Para 2, como punto de entrada la superficie libre del depósito, y como salida la superficie libre de la columna:

$$\left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{0}{2g} + 5,15\right)_s - \left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{0}{2g} + 5,5\right)_e = h_{B2} - h_{T2}$$

$$h_{B2} = 0,97$$

Y suponiendo una eficacia igual a la unidad se calcula la energía:

$$W_2 = h_{B2} \cdot G_{17} = 0,97 \cdot 0,42 = 0,41 \text{ W}$$

Ahora se procederá a calcular la bomba 3, la cual tiene dos tramos claramente diferenciados; un primer tramo donde la tubería tiene dos codos para subir una altura de 5 metros, y que tendrá la longitud total de 20 m, y un segundo tramo donde se bifurca en 3 tuberías que irán a sendos reactores (ver Anexo A, apartado A.4).

Las pérdidas por las 3 tuberías deberán ser iguales, por lo que sólo se calculará una de ellas. Se tomará el subíndice "31" para el tramo común y el subíndice "32" para el de una de las tuberías.

En primer lugar se calcularán las pérdidas totales del primer tramo, y después las del segundo tramo.

- La tubería correspondiente a la corriente 11 tendrá unas pérdidas locales debidas a la salida del sedimentador ($K=0,5$), a dos codos ($K=0,5$ cada uno) y a la bifurcación posterior ($K=3$).

Por lo que los resultados finales son:

$$K_{31} = 4,5$$

Para lograr la velocidad de 1m/s en la tubería:

$$d_{31} = \sqrt{\frac{Q_0}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = \sqrt{\frac{0,001016}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = 0,036 \text{ m}$$

Por lo que la rugosidad relativa será:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,000042$$

Se calcula a continuación el Re:

$$Re_{31} = \frac{\rho \cdot d_0 \cdot v}{\mu} = \frac{1000 \cdot 0,036 \cdot 1}{0,001} = 3,6 \cdot 10^4$$

Mediante el diagrama de Moody se obtiene un factor de fricción de:

$$f = 0,022$$

Con estos valores se procede a calcular las pérdidas de carga totales:

$$h_T = h_f + h_L = \frac{8 \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g \cdot d^4} (\Sigma f \cdot \frac{L}{d} + \Sigma K)$$

$$h_{T31} = 0,854 \text{ m}$$

Para el segundo tramo, para una de las tuberías de 70 m con codo, las pérdidas locales serán:

- Por el codo (K=0,5) y por la salida al reactor (K=1).

$$K_{32} = 4,5$$

$$d_{32} = \sqrt{\frac{Q_1}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = \sqrt{\frac{0,000339}{\pi \cdot \frac{1}{4}}} = 0,021 \text{ m}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,000072$$

$$Re_{32} = \frac{\rho \cdot d_1 \cdot v}{\mu} = \frac{1000 \cdot 0,021 \cdot 1}{0,001} = 2,08 \cdot 10^4$$

Mediante el diagrama de Moody se obtiene un factor de fricción de:

$$f = 0,026$$

Con estos valores se procede a calcular las pérdidas de carga totales:

$$h_T = h_f + h_L = \frac{8 \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g \cdot d^4} (\Sigma f \cdot \frac{L}{d} + \Sigma K)$$

$$h_{T32} = 4,548 \text{ m}$$

Por lo que la altura de la bomba 5 será:

$$\left(\frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_s - \left(\frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_e = h_{B3} - h_{31} - 3 \cdot h_{32}$$

Para 3, como punto de entrada la superficie libre del sedimentador, y como salida la de la tubería:

$$\left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{1}{2g} + 5\right)_s - \left(\frac{p_{atm}}{\rho g} + \frac{0}{2g} + 4\right)_e = h_{B3} - h_0 - 3 \cdot h_1$$

$$h_{B3} = 15,55 \text{ m}$$

Finalmente, suponiendo una eficacia igual a la unidad, se calcula el consumo de energía:

$$W_3 = h_{B3} \cdot G_{11} = 15,55 \cdot 1,016 = 15,80 \text{ W}$$

C.5 Cálculos compresor

Se considerarán las pérdidas de carga debidas a la tubería despreciables debido a su longitud pequeña (se considerarán unos 20 m entre el depósito y la columna) y al mayor peso de los otros factores, que serán la columna de agua y los burbujeadores.

En primer lugar se calculará la pérdida de carga necesaria para superar la columna de agua:

$$(-\Delta p)_C = \rho_w \cdot h_w \cdot g = 1000 \cdot 1,65 \cdot 9,8 = 16170 \text{ Pa}$$

Y las pérdidas de los difusores, que vienen dadas para el caudal que circula por cada uno, serán 20 mbar por difusor para un caudal de 2 Nm³/h:

$$(-\Delta p)_B = (-\Delta p)_{b2} \cdot n^e = 2000 \cdot 25 = 50000 \text{ Pa}$$

Por lo que la pérdida de carga total será:

$$(-\Delta p)_T = (-\Delta p)_B + (-\Delta p)_C = 50000 + 16170 = 66170 \text{ Pa}$$

Con esto y suponiendo una eficacia del compresor típica de 0,7 se puede calcular la energía necesaria para el compresor centrífugo.

$$W_{CC} = \frac{Q_{biogas} \cdot (-\Delta p)_T}{e} = \frac{0,0139 \cdot 66170}{0,7} = 1312,9 W$$

C.6 Cálculos depósitos

Depósito de biogás

Suponiendo un depósito de 10 m de diámetro, se comprobará el tiempo de vaciado para el mismo:

$$V_d = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3 = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot 5^3 = 523,60 m^3$$

$$t_{vaciado} = \frac{V_d}{Q_{29}} = \frac{523,60}{50} = 10,5 h$$

Se dispone de más de 10 horas para actuar ante una anomalía, así que este depósito es válido.

Depósito de solución tampón

En este caso buscamos que no se vacíe del todo con la condición de llenarlo 2 veces por semana, es decir, cada:

$$t_{entre\ llenados} = \frac{7}{2} = 3,5\ días = 84 h$$

Para dar la seguridad mencionada en el diseño se buscará un depósito que tarde en vaciarse aproximadamente un 50% más que el tiempo entre los llenados.

$$t_{vaciado} = 84 h \cdot 1,5 = 126 h$$

Con el caudal se puede buscar el volumen correspondiente a ese tiempo:

$$V_d = Q_{17} \cdot t_{vaciado} = 1,512 \cdot 126 = 190,5 m^3$$

Como se desea el depósito de 3 m de altura su volumen será:

$$V_d = 3 \cdot \pi \cdot r^2 = 190,5 \text{ m}^3$$

$$r \simeq 4,5 \text{ m}$$

Por lo que se construirá un depósito de 9 m de diámetro y 3 de altura, con un volumen exacto de:

$$V_d = 3 \cdot \pi \cdot 4,5^2 = 190,85 \text{ m}^3$$

C.7 Cálculos costes de equipos

Bombas (B - 01/02/03)

La bomba empleada para el movimiento de los fangos (B-03) es la que requiere mayor altura, por lo que se tomará ésta como base para la selección. Se adquirirán así cuatro bombas (tres más una de repuesto) del mismo modelo. El resultado fue la elección del modelo de bomba “bomba centrífuga multicelular MS-08” [25] ya que dispone de 22 m.c.a. para un caudal de 3,6 m³/h y se busca 15,55 m.c.a. para 3,6 m³/h.

El precio de esta bomba es de 240 €, por lo que al necesitar 4:

$$\text{Coste} = n \cdot \text{precio un.} = 4 \cdot 240 = 960 \text{ €}$$

Columna de absorción (CA - 01)

Tanto para la columna como para el depósito de la solución tampón se buscará como material poliéster reforzado con fibra de vidrio, para lo cual se buscó un suministrador del producto, dando como resultado la empresa *Depósitos España* [26].

Esta empresa vende sus productos estándar de forma directa, los cuales llegan hasta 50 m³ de volumen, y cualquier tamaño mayor trabajando bajo pedido. Se necesitará un volumen de 59,2 m³ para la columna de absorción, por lo que se trabajará bajo pedido.

Para la estimación del cálculo se tomó como base los precios correspondientes a su catálogo, en concreto a la parte de Valladolid [27].

La elección fue la del depósito *Vertical con patas/fondo curvo*. Como se puede observar el depósito de mayor tamaño es el de 50 m³, por lo que para calcular el precio se considerará una evolución lineal de la relación capacidad-precio a partir de este último.

A pesar de que se puede observar que esa relación capacidad-precio no es lineal, ya que el precio por unidad de volumen va disminuyendo al aumentar los depósitos, se considerará que es lineal debido al sobre coste que es realizar un depósito a medida y que los datos son de 2011, teniéndose en cuenta el encarecimiento de los precios.

El resultado por tanto es:

$$P_{ca} = P_{50} \cdot \frac{V_{ca}}{V_{50}} = 7010 \cdot \frac{59,2}{50} = 8.299,84 \text{ €}$$

Este precio incluye el transporte, pero no el IVA, por lo que el precio final será:

$$P_{caf} = P_{ca} \cdot (1 + \% IVA) = 8.299,84 \cdot 1,21 = 10.042,81 \text{ €}$$

Compresor Centrífugo (CC - 01)

Se estimó un precio de 250 € para el compresor, a partir de distintos compresores de distintos tamaños y precios de diversos proveedores [28].

El precio final será el de dos compresores, ya que se mantendrá uno de repuesto en el almacén.

$$Coste = n \cdot \text{precio un.} = 2 \cdot 250 = 500 \text{ €}$$

Depósito solución tampón (D - 01)

Se trabajará con las mismas suposiciones que para la columna de absorción, por lo que el precio del depósito será:

$$P_d = P_{50} \cdot \frac{V_d}{V_{50}} = 7010 \cdot \frac{190}{50} = 26.638 \text{ €}$$

Este precio incluye el transporte, pero no el IVA, por lo que el precio final será:

$$P_{df} = P_d \cdot (1 + \% IVA) = 26.638 \cdot 1,21 = 32.231,98 \text{ €}$$

Depósito biogás (D - 02)

El depósito de biogás constará de dos membranas, una interior que se inflará y desinflará en función del biogás que contenga, y una exterior de seguridad que se mantendrá a una presión constante.

Por ello se considerará el área de la esfera de 10 metros de diámetro y se multiplicará por dos para obtener los metros cuadrados de tela necesaria para su construcción.

$$A_{esfera} = 4 \cdot \pi \cdot r^2 = 4 \cdot \pi \cdot 25 = 314,16 \text{ m}^2$$

$$A_{membrana} = 2 \cdot A_{esfera} = 628,32 \text{ m}^2$$

El precio considerado para la membrana es de 10 €/m² [29], por lo que el precio final será:

$$P_d = A_{membrana} \cdot \text{precio} = 6283,20 \text{ €}$$

HRAP (R - 01/02/03)

Como se mencionó en el diseño los reactores estarán contruidos mediante una excavación en el suelo y la colocación de geomembrana, por lo que el precio de los reactores será igual al de la geomembrana necesaria para cubrir toda su superficie.

La superficie será la del fondo más la de las paredes del sistema:

$$S = A_{fondo} + A_{paredes}$$

Se distinguirá entre paredes largas, las que corresponden a los canales, y las paredes cortas, las de los cambios de sentido que tendrá el agua. No se considerarán las posibles paredes intermedias de los cambios de sentido para minimizar las pérdidas.

Las paredes cortas se pueden aproximar a una pared recta.

$$S = A_{fondo} + n_{pl} \cdot L_{pl} \cdot h + n_{pc} \cdot L_{pc} \cdot h$$

$$S = 9000 + 5 \cdot 207 \cdot 0,5 + 2 \cdot 50 \cdot 0,5 = 9567,5 \text{ m}^2$$

El precio del metro cuadrado de esta membrana depende del fabricante y las características, tomándose como valor aproximado el de 5 €/m². Un ejemplo de estos precios se puede ver en el catálogo de la empresa *Teplex* ^[29], donde se tomará la geomembrana de polietileno.

Por lo que el precio de un HRAP será:

$$P_{HRAP} = S \cdot precio = 9567,5 \cdot 5 = 47837,50 \text{ €}$$

Y al necesitar 3 para la planta:

$$P_T = 3 \cdot P_{HRAP} = 143.512,50 \text{ €}$$

Sedimentador (S – 01)

El sedimentador se construirá de hormigón armado.

El cálculo se hará en función del volumen necesario de hormigo armado y su precio, que actualmente es de unos 80 €/m³ [30].

La superficie del sedimentador será de:

$$S = A_{fondo} + A_{paredes}$$

$$S = \pi \cdot r^2 + 2 \cdot \pi \cdot r \cdot h$$

$$S = \pi \cdot 3,57^2 + 2 \cdot \pi \cdot 3,57 \cdot 5 = 152,19 \text{ m}^2$$

El espesor considerado será de 20 cm.

$$V \simeq S \cdot e = 152,19 \cdot 0,2 = 30,44 \text{ m}^3$$

Y el precio total:

$$P = V \cdot \text{precio} = 30,44 \cdot 80 = 2435,11 \text{ €}$$

Tuberías

Se empleará para los cálculos un precio de 5 €/m de tubería [31].

Para las tuberías correspondientes a las corrientes de entrada a los HRAP (1, 2, 3 y 4) se considerará un tramo común de 40 m, dos de 50 m para separarlas, y otros tres de 20 m para llegar a los mismos. En total 200 m.

Para las tuberías correspondientes a las corrientes de salida a los HRAP (5, 6, 7 y 8) se considerarán tres tramos de 20 m, dos de 50 m para unirlos, y otro común de 20 m para llegar al sedimentador. En total 180 m.

Para las tuberías correspondientes a la corriente de salida de fangos (9 y 10) se considerará una longitud total de 20 m.

Para las tuberías correspondientes a las corrientes de recirculación de fangos a los HRAP (11, 12, 13 y 14) se harán las mismas consideraciones que para las de salida de los mismos, obteniéndose en total 180 m.

Las tuberías correspondientes a las corrientes de entrada a la columna (16 y 17 para dar 18) están tienen una longitud de 20 m cada uno, con un total de 40 m.

Las tuberías correspondientes a las corrientes de salida a la columna (19, 20, 21 y 22) se considerarán como una tubería común de 50 m hasta la bifurcación, donde se separarán mediante dos tuberías de 50 m cada una, para posteriormente llegar a los HRAP con 20 m cada una de las tres. El total es de 210 m.

Cabe destacar que esto es sólo una aproximación para una distribución en planta dada, y no se han tenido en cuenta las tuberías que harían llegar el agua residual y el biogás de la planta de tratamiento.

La suma final de todas estas tuberías es de 830 metros. Y el precio final de todas ellas será:

$$P = m_t \cdot \text{precio} = 830 \cdot 5 = 4150 \text{ €}$$

C.8 Cálculos costes de operación

Consumo de energía

El consumo de energía de la planta incluye el gasto energético de las palas de los tres HRAP, las tres bombas y el compresor. No se tendrán en cuenta los gastos como la luz u otros similares que se incluirán en los de la planta a la que se instalará el sistema.

El consumo se dará en función de las horas de trabajo al día de la planta, que será las 24h del día todos los días de la semana. Por ello los valores que se obtengan para un año se dividirán entre las horas correspondientes a los 365 días del año.

El consumo total sería:

$$W_T = W_{B1} + W_{B2} + W_{B3} + W_{CC} + 3 \cdot W_{HRAP} = 3430,45 W$$

Y conocido el precio de la energía, que es de 55 €/MW·h [20]:

$$P_{ce} = W_T \cdot \text{precio} = 3,43045 \cdot 10^{-3} \cdot 55 = 0,19 \text{ €/h}$$

Y el gasto total al cabo de un año:

$$P_{ce} = 0,19 \cdot 24 \cdot 365 = 1652,79 \text{ €/año}$$

Materias primas

Las materias primas en este trabajo sólo incluyen los gastos de la solución tampón.

Esta solución se prepara de forma periódica a partir de agua de la red y de carbonato y bicarbonato sódico. El agua es un gasto derivado de la planta de tratamiento de aguas residuales, y los carbonatos se pueden comprar en distintos formatos.

La forma más común de venta para grandes cantidades de este producto es en sacos de hasta 25 kg. Y el precio aproximado de ambas sustancias es de unos 0,8 €/kg de carbonatos [32].

Dada la gran cantidad de materia prima que se utilizará regularmente, es posible que la compra de estos productos no se haga en sacos de 25 kg, si no en pedidos mucho mayores, lo que podría reducir notablemente el coste de la misma. Se considera aquí el precio establecido para dichos sacos, siendo la situación más desfavorable.

La cantidad de compuesto que se necesitará viene dada por el carbono inorgánico, pues será del que dependa la corriente que suministran estos compuestos.

El carbono gastado proviene de la tabla de corrientes, y es igual a 6,66 kg/h.

Por lo que el precio final será:

$$P_{mp} = G_C \cdot \text{precio} = 6,66 \cdot 0,8 = 5,33 \text{ €/h}$$

Por último, la suma de los gastos totales es de un coste de operación de:

$$P_{co} = P_{ce} + P_{mp} = 0,19 + 5,33 = 5,52 \text{ €/h}$$

C.9 Cálculos energía del biogás

El biogás ya purificado se considerará metano puro para los cálculos, ya que el metano es superior al 90%. Por ello su calor de combustión será de 800 kJ/mol, es decir:

$$HC_{Metano} = 800 \frac{kJ}{mol} \cdot \frac{mol}{16 g} = 50 \frac{kJ}{g} = 50 \cdot 10^6 \frac{J}{kg}$$

El flujo másico de metano purificado es de 0,0060 kg/s (tabla de corrientes).

Con esto, y considerando una eficacia en la turbina de 0,95 se obtiene la energía producida por el biogás:

$$W_B = G_M \cdot HC_M \cdot e = 0,006 \cdot 50 \cdot 10^6 \cdot 0,95 = 286,317 kW$$

Con la energía obtenida, y el precio del MW·h se puede calcular los ingresos obtenidos:

$$I = W_B \cdot precio = 0,286317 \cdot 55 = 15,75 €/h$$

Y anualmente:

$$I = 15,75 \cdot 24 \cdot 365 = 137.947,60 €/año$$

Y los beneficios de la planta de purificación serán:

$$B = I - P_{co} = 15,75 - 5,52 = 10,23 €/h$$

Y anualmente:

$$B = 10,23 \cdot 24 \cdot 365 = 89.621,52 €/año$$

Por lo que el tiempo de amortización es:

$$t_a = \frac{Coste\ planta}{B} = \frac{200.115,59}{89.621,52} = 2,23 años$$