



Universidad
Rey Juan Carlos

Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

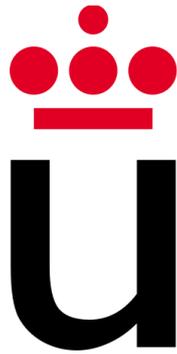
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Curso académico 2022/23

Trabajo de Fin de Grado

**BIOREFINERÍA DE MICROALGAS.
EXTRACCIÓN DE CLOROFILAS Y
PRODUCCIÓN DE BIOGÁS**

VÍCTOR GIL ROMERO



Universidad Rey Juan Carlos

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Trabajo de Fin de Grado

El presente trabajo, titulado “BIOREFINERÍA DE MICROALGAS. EXTRACCIÓN DE CLOROFILAS Y PRODUCCION DE BIOGÁS”, constituye la memoria correspondiente a la asignatura Trabajo Fin de Grado que presenta D. VÍCTOR GIL ROMERO como parte de su formación para aspirar al título de Graduado en Ingeniería Química. Este trabajo ha sido realizado en la UNIVERSIDAD REY JUAN CARLOS, en el Departamento “ESCUELA SUPERIOR DE CIENCIAS EXPERIMENTALES Y TECNOLOGÍA”

Móstoles, 08 de junio de 2023

Índice

1. Resumen.....	4
2. Introducción.....	5
2.1. Marco contextual	5
2.2. Microalgas.....	7
2.3. La clorofila	8
2.4. Biogás	10
3. Objetivos	12
4. Solución técnica	13
4.1. Diagrama de bloques	13
4.2. Elección de materia prima.....	14
4.3. Selección de equipos y procesos.....	15
4.3.1. Selección del método de cultivo.....	15
4.3.2. Selección del disolvente	16
4.3.3. Selección del equipo de extracción.....	18
4.4. Simulación y resultados	20
4.4.1. Esquema de simulación global.....	20
4.4.2. Capacidad de producción.....	22
4.4.3. Etapa de cultivo	22
4.4.4. Etapa de cosechado	24
4.4.5. Etapa de disrupción celular y extracción de la clorofila.....	26
4.4.6. Etapa de recuperación del disolvente y purificación de la clorofila	28
4.4.7. Etapa de producción de biogás.....	29
4.5. Estimación económica.....	32
4.5.1. Capital inmovilizado y capital circulante	32
4.5.2. Corrientes de entrada y corrientes de salida.....	34
4.5.3. Resultados económicos	35
5. Conclusiones.....	37
6. Bibliografía.....	38
ANEXOS	41

1. Resumen

En las últimas décadas, el diseño y construcción de biorrefinerías ha ido en aumento motivado por la necesidad de obtener biocombustibles y bioproductos de fuentes renovables, ya que los combustibles fósiles tienen fecha finita. En concreto, la biorrefinería que utiliza las microalgas como biomasa presenta ventajas frente a las biorrefinerías tradicionales: la sencillez y la rapidez de generación de biomasa hace que los procesos sean completamente continuos y homogéneos. Por otro lado, el uso de microalgas como materia prima tiene la ventaja adicional de poder extraer biocompuestos de alto valor añadido como lípidos, proteínas, carbohidratos o pigmentos.

Entre los pigmentos que se pueden extraer de las microalgas se encuentra la clorofila, que les proporciona su color verde y que tiene como función absorber la luz necesaria para la fotosíntesis. El uso de la clorofila en la industria alimentaria no es algo nuevo, pero recientes estudios indican la capacidad que tiene esta molécula de inhibir la proliferación de células cancerosas además de tener propiedades antioxidantes y antiinflamatorias, por lo que cada vez se utiliza más en la formulación de cremas cosméticas y productos biosanitarios.

En este trabajo de fin de grado, se ha diseñado una biorrefinería de microalgas con el objetivo de extraer clorofilas. A su vez, se han marcado diferentes objetivos como producir biogás a partir de la corriente de biomasa residual, utilizar este biocombustible para generar energía eléctrica en la planta y optimizar todas las corrientes del proyecto. Se ha utilizado la microalga *Chlorella vulgaris* debido a su alto porcentaje de clorofila y su facilidad de procesado.

El proceso se ha simulado con el programa SuperPro Designer y se ha realizado un análisis de viabilidad económica. Este proceso continuo, se ha dividido en distintas subetapas que cumplen con una función concreta.

Para la etapa de cultivo se seleccionó un estanque abierto "Raceways" al cual se introduce una corriente de agua y los nutrientes necesarios para la formación de la microalga. El periodo de cultivo es cuatro días. El caudal de biomasa generado en el estanque es de 38,73 kg/h.

La siguiente etapa, de cosechado, consiste en retirar las grandes cantidades de agua para aumentar la concentración de la biomasa en el circuito. Se añadió el cloruro de aluminio como floculante para que se coagulara y depositara la biomasa y poder retirar el agua mediante. Se logra aumentar la concentración de la biomasa en la corriente hasta un 43,54% en peso.

Cuando la cantidad de agua es mínima, esta corriente pasa a la etapa de disrupción celular y extracción de clorofilas. En esta etapa se lleva a cabo la rotura de la pared celular de la *Chlorella*, la liberación de sus componentes intracelulares (entre ellos la clorofila) y la posterior extracción de este pigmento. Tras la rotura de la pared celular, esta corriente se seca completamente en un liofilizador para más tarde

añadirse a un tanque mezclador junto con el disolvente (etanol). El etanol disuelve la clorofila y luego se separa en un sedimentador sólido-líquido del resto de biocomponentes. La mezcla clorofila-etanol pasa a un circuito de dos columnas flash (a vacío) en serie que logran evaporar todo el disolvente logrando una corriente pura de clorofila (objetivo principal) de 0,77079 kg/h. El etanol evaporado se condensa y se recircula al tanque donde se produce la extracción, pudiendo recuperar el 99,98% del disolvente usado.

La corriente portadora de la “biomasa residual” (la biomasa tras la extracción de la clorofila) se dirige a la etapa de producción de biogás. A la salida del digestor anaerobio se cuenta con una corriente de biogás que se utiliza en un turbogenerador para producir un 13% de la energía eléctrica que utiliza la planta y una corriente de lodos que también se comercializará también para su uso como fertilizante.

Tras el estudio económico, se obtiene un VAN (en 13 años) de 16 millones de € y un TIR del 30,5% que confirma que el proyecto es económicamente viable.

2. Introducción

2.1. Marco contextual

A pesar de los esfuerzos puestos en frenar el uso de plásticos y fomentar el reciclaje, la demanda de plásticos y productos petroquímicos sigue creciendo. Datos de la Agencia Internacional de Energía (IEA) revelan que el consumo actual mundial de petróleo es de 101.9 millones de barriles diarios, batiendo récord en abril del 2023 (1). En la búsqueda de alternativas sostenibles y respetuosas con el medio ambiente, las biorrefinerías han surgido como una prometedora opción para la producción de biocombustibles y/o bioproductos de alto valor añadido.

Estas instalaciones integrales permiten aprovechar diferentes tipos de biomasa para obtener una amplia gama de productos, siguiendo un enfoque similar al de las refinerías de petróleo, pero usando materias primas renovables como residuos agrícolas, residuos forestales, cultivos energéticos o algas, para llevar a cabo su función.

La energía generada a partir de biomasa representa la mayor fuente de energía renovable a nivel mundial actual, siendo el 55 % de la energía renovable y más del 6 % del suministro mundial de energía (2).

El Escenario de Cero Emisiones Netas (Net Zero Emissions Scenario) ve un rápido aumento en el uso de bioenergía para desplazar a los combustibles fósiles para 2030. El uso de biocombustibles ha aumentado en promedio alrededor del 7% por año entre 2010 y 2021, y está en una tendencia ascendente.

En el siguiente gráfico de la IEA (*Ilustración 1*), se puede observar el crecimiento de los biocombustibles respecto a las otras fuentes (3). También se puede observar como se ha duplicado el consumo de energía desde el 1971 hasta el 2019.

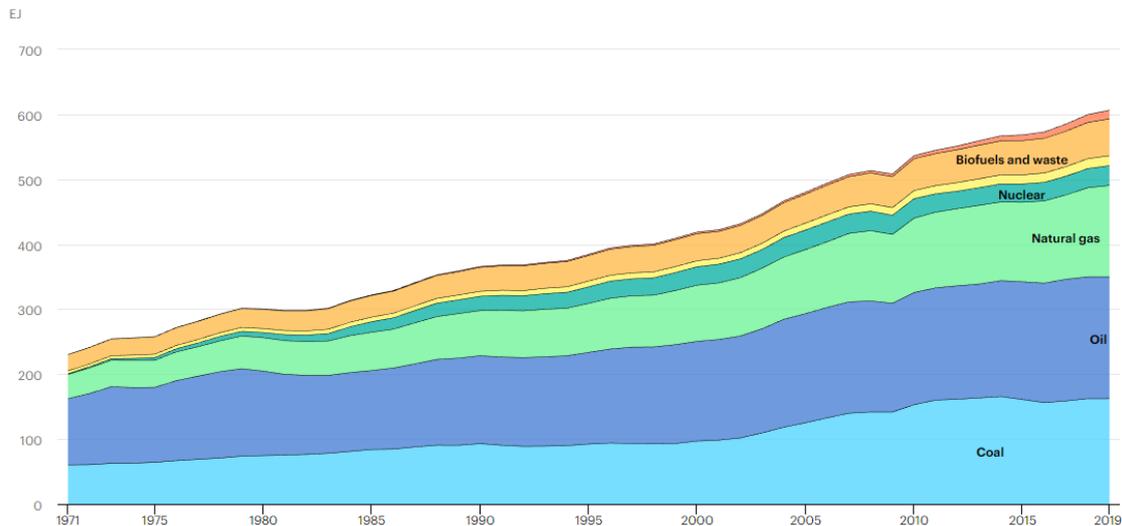


Ilustración 1. Suministro mundial de energía por fuente, (1971-2019) (3)

Dentro de este campo emergente, las biorrefinerías de microalgas han captado un interés significativo debido a las numerosas ventajas que ofrecen en comparación con otras fuentes de biomasa utilizadas en las biorrefinerías convencionales.

En primer lugar, las microalgas pueden cultivarse rápidamente y en grandes cantidades, lo que permite una producción continua y eficiente de biomasa. Se consideran una alternativa sostenible por usar materiales renovables y por su capacidad para capturar dióxido de carbono. Además, el aislamiento a gran escala de pigmentos fotosintéticos que contienen las microalgas tiene un gran potencial comercial (4).

Entre estos pigmentos se encuentra la clorofila que, aunque a menudo se asocia exclusivamente con la fotosíntesis en el mundo vegetal, cada vez se reconoce más su impacto positivo en la salud humana.

Tanto la clorofila natural, como derivados comerciales como la clorofilina han sido ampliamente investigados porque desempeñan un papel importante en la prevención de enfermedades, la desintoxicación y el mantenimiento de la salud en general debido a sus múltiples propiedades antioxidativas (5). Comprender y aprovechar los beneficios de la clorofila puede abrir nuevas oportunidades en el campo de la medicina, por ello este pigmento se ha revalorizado

2.2. Microalgas

Las microalgas son organismos unicelulares fotosintéticos que se encuentran en una amplia variedad de ambientes, desde aguas dulces hasta aguas saladas, pasando por estanques, ríos, lagos y océanos. Estos microorganismos oleaginosos son de elevada importancia en la cadena alimentaria acuática ya que son consumidos por muchos organismos, como zooplancton, crustáceos, moluscos y peces, que a su vez son consumidos por organismos más grandes (6). Su importancia también deriva de las funciones que desempeñan tanto en el ecosistema acuático (eliminando contaminantes y excesos de nutrientes en el agua) como en el medio ambiente en general (consumiendo CO₂ y reduciendo los gases de efecto invernadero). Estos microorganismos unicelulares captan el dióxido de carbono disuelto en el agua y por medio de la fotosíntesis lo transforman en carbohidratos y oxígeno.

Se estima que las microalgas son capaces de capturar 10 veces más de CO₂ por unidad de superficie que las plantas terrestres. Debido a ello, en la actualidad existen numerosos proyectos con el objetivo de reducir la huella de carbono y producir biocompuestos útiles, como el proyecto “AlgaePARC” (7) de los Países Bajos, el proyecto “Algoland” en Suecia, o el proyecto “ABACUS” (8) en Reino Unido. Todos tiene en común el objetivo de generar una alternativa a los combustibles tradicionales reduciendo las emisiones de gases de efecto invernadero y combatiendo el cambio climático. A medida que avanza la transición energética y la demanda de combustibles verdes aumenta, las microalgas desempeñen un papel cada vez más importante en la producción industrial y la generación de biocombustibles.

Se estima que existen alrededor de 200,000 especies diferentes de microalgas en todo el mundo y que son extremadamente versátiles a la hora de producir una gran variedad de compuestos bioactivos. Algunas especies de microalgas son capaces de producir lípidos y carbohidratos que pueden ser utilizados como biocombustibles. Otras especies producen proteínas de alta calidad que se usan como suplementos nutricionales y existen especies que producen grandes cantidades de pigmentos (9).

La cantidad de pigmentos que acumula una célula individual puede variar significativamente dependiendo de las condiciones ambientales en las que se encuentre. Diversos nutrientes tienen un marcado efecto sobre la formación de estas moléculas en las microalgas. Deficiencias en hierro, nitrógeno, magnesio, abundancia de carbono orgánico y la alta intensidad luminosa inhiben la síntesis y acumulación de clorofila (10).

Es importante conocer el tipo de pared celular de las microalgas utilizadas en estas biorrefinerías ya que para obtener los biocompuestos de su interior es necesario romper esta pared. Algunas de las técnicas más comunes implementadas en las biorrefinerías de microalgas de disrupción celular son:

- Tratamiento químico: Implica el uso de agentes químicos, como ácidos, bases o detergentes, para debilitar la estructura de la pared celular y liberar los componentes celulares.

- Tratamiento enzimático: Implica el uso de enzimas, como celulasas o quitinasas, para hidrolizar específicamente la pared celular. Esta técnica puede ser selectiva y tener un bajo impacto ambiental, pero puede requerir enzimas costosas y largos tiempos de incubación.
- Tratamiento térmico: Consiste en someter las células a altas temperaturas para romper la pared celular por expansión y choques térmicos. Esta técnica es más eficaz para microalgas con paredes celulares delgadas.
- Tratamiento mecánico: Entre estos se encuentra la trituración, molienda, homogeneización o ultrasonificación de las células para romper la pared celular por fuerzas mecánicas. Este tratamiento es idóneo para paredes celulares delgadas, aunque también puede ser eficaz para microalgas con paredes celulares resistentes, requiriendo equipos un poco más costosos y consumir más energía.

2.3. La clorofila

Los pigmentos vegetales, que se encuentran en los plastos celulares, son moléculas que reflejan o transmiten la luz visible, o hacen ambas cosas a la vez. El color de un pigmento depende de la absorción selectiva de ciertas longitudes de onda de la luz y de la reflexión de otras. Hay diversos tipos de pigmentos (11):

- Clorofilas (a, b, c, d y bacterioclorofilas) de coloración verde.
- Carotenoides (carotenos y xantofilas) de coloración amarilla y roja.
- Ficobilinas de coloración azul y roja presentes en las algas verdeazuladas,

La clorofila es el pigmento que les proporciona su color verde y que absorbe la luz necesaria para la fotosíntesis. La función principal de este pigmento es la absorción de fotones de luz con la consiguiente excitación de un electrón. Ese electrón excitado cede su energía, volviendo al estado normal, a algún pigmento auxiliar (a veces otras clorofilas), donde se repite el fenómeno (12). Al final el electrón excitado facilita la reducción de una molécula, quedando así completada la conversión de una pequeña cantidad de energía luminosa en energía química, utilizada para la obtención de materia orgánica.

La clorofila ($C_{55}H_{72}O_5N_4Mg$) es una molécula compuesta por una porfirina que lleva incorporado en el centro de su núcleo tetrapirrónico un átomo de magnesio. Este ión Mg^{2+} está coordinado con los cuatro átomos de nitrógeno centrales lo que le da extrema estabilidad a la molécula (13). Aun así, el pH y la temperatura juegan un gran papel ya que en condiciones ácidas o con altas temperaturas, este pigmento se degrada.

En las plantas, la **clorofila-a** es el pigmento involucrado más directamente en la transformación de la energía lumínica en energía química, pero las células fotosintéticas casi siempre contienen un segundo tipo de pigmento auxiliares (ya sea la **clorofila-b** o los **carotenoides**) que pueden absorber luz de longitudes de onda diferentes de las que absorbe la **clorofila-a**. Funcionan como “pantallas” que transfieren la energía a la **clorofila-a**, extendiendo así la gama de luz disponible para la fotosíntesis.

La principal diferencia entre ambos tipos de clorofila es la sustitución de un grupo metilo, por un CHO (14) como se muestra en la *ilustración 2*. En las plantas por lo general, hay aproximadamente una proporción 3-1 de clorofila-a respecto la clorofila-b (15).

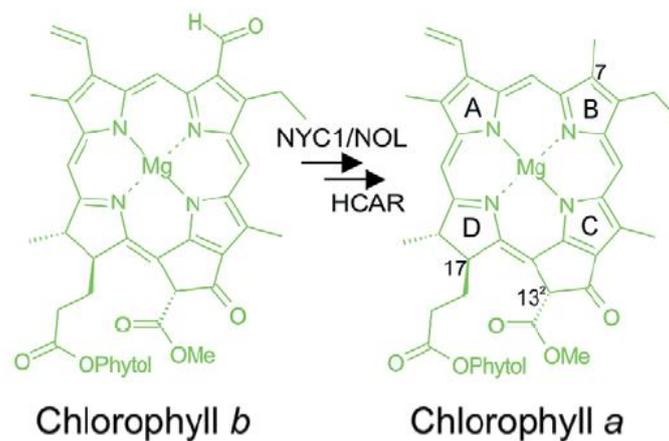


Ilustración 2. Diferencias entre los dos principales tipos de clorofilas (14)

El creciente interés en este pigmento proviene de las propiedades y posibles usos de la clorofila en los campos de la medicina, de la industria cosmética y en la industria alimentaria que se han descubierto en las últimas décadas.

En la medicina natural, la clorofila se utiliza como un suplemento nutricional ya que tiene propiedades antioxidantes y antiinflamatorias que pueden ayudar a reducir el estrés oxidativo en el cuerpo y mejorar la salud cardiovascular. Además, algunos estudios sugieren que la clorofila puede tener propiedades anticancerígenas y antitumorales (16). Se ha observado que la clorofila puede inhibir la proliferación de células cancerosas y promover la apoptosis, es decir, la muerte programada de las células cancerosas. Otros estudios sugieren que la clorofila podría tener propiedades antimutagénicas y antiangiogénicas, lo que significa que podría ayudar a prevenir la formación de mutaciones genéticas y a inhibir el crecimiento de nuevos vasos sanguíneos en tumores. Además, estos pigmentos tienen la habilidad de actuar como fotosensibilizadores por lo que han sido usados como agentes efectivos en la terapia contra el cáncer fotodinámica (17).

La clorofila se utiliza/usa en productos cosméticos, como cremas hidratantes, mascarillas faciales, tónicos y geles de ducha, debido a su capacidad para proteger la piel contra los radicales libres, que son una de las causas del envejecimiento prematuro (18).

En la industria alimentaria, la clorofila se utiliza como colorante natural para dar color verde a ciertos productos, como los helados y los caramelos. También se utiliza en la producción de suplementos alimenticios, bebidas saludables, y por su capacidad de neutralizar los olores producidos por las bacterias en la boca y el estómago, se utiliza en dentífricos y otros productos similares (18).

2.4. Biogás

Las principales diferencias entre los combustibles fósiles y los biocombustibles son la procedencia, la disponibilidad, y el rendimiento energético. El rendimiento energético de los combustibles tradicionales generalmente es mayor al de los biocombustibles, pero la disponibilidad de los combustibles fósiles es finita, por lo que los procesos de extracción cada vez son más caros. Según estimaciones de la Agencia Internacional de Energía, en 2020 había alrededor de 1.700 mil millones de toneladas de petróleo crudo recuperable en el mundo, lo que corresponde a alrededor de 50 años de producción al ritmo actual (1). En cuanto al gas natural, se estima que hay suficiente para durar unos 150 años. El biogás en sí mismo no tiene una fecha finita, aunque la disponibilidad de materiales orgánicos es limitada.

El biogás se produce por la fermentación anaeróbica de materia orgánica por microorganismos en ausencia de oxígeno. Se compone principalmente de metano y dióxido de carbono, aunque su composición depende de la corriente tratada en el fermentador, pudiendo contener también pequeñas cantidades de otros gases como sulfuro de hidrógeno, nitrógeno y oxígeno.

El proceso de degradación anaerobia consta de cuatro etapas complejas, donde un gran número de microorganismos trabajan en serie-paralelo para transformar la materia orgánica (19).

1. Hidrólisis. En esta etapa se convierte los polímeros en sus respectivos monómeros. Las enzimas excretadas por las bacterias hidrolíticas son las que actúan sobre los compuestos orgánicos.
2. Acidogénesis. Los productos de la hidrólisis son convertidos en ácidos orgánicos sencillos como el ácido acético, propiónico y el ácido butírico.
3. Acetogénesis. Los productos de la acidogénesis son transformados en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.
4. Metanogénesis. Las bacterias metanogénicas utilizan el ácido acético para formar metano.

Aunque el biogás tenga un PCI_m elevado (50 MJ/kg), tiene un PCI_v muy inferior al de otros carburantes debido a que tiene una densidad muy baja y por lo tanto hace que, en un mismo volumen, entren menos kilos de combustible (20), como se observa en la *Tabla 1*.

Tabla 1. Poderes caloríficos máscicos y volumétricos de diferentes combustibles (20)

Tipo de combustible	PCI_m (MJ/kg)	Densidad (kg/l a 25º)	PCI_v (MJ/l)
Metano	50	0,000657	0,03285
Gasolinas	43,32	0,735	31,84
Gasóleos	42,6	0,84	35,785

El contenido de metano del biogás suele oscilar entre el 45% y el 75% en volumen, dependiendo del origen, y la mayor parte del resto es CO_2 . Esta variación significa que el contenido energético del biogás puede variar.

Los usos del biogás se centran en diferentes focos: la generación eléctrica, la calefacción de corrientes en la industria, la cogeneración (combina las dos anteriores) y la mejora del biogás a biometano.

El biometano, también conocido como gas natural renovable es una fuente prácticamente pura de metano que se produce “limpiando” el CO_2 y otros contaminantes del biogás. Se utilizan técnicas como la depuración del gas o separación con membrana, para aumentar el poder calorífico de este biocombustible desde valores de 28 (MJ/m³) que alcanza el biogás hasta valores de 36 MJ/m³ que se obtiene con el biometano (21).

El biometano es indistinguible del gas natural y, por lo tanto, puede usarse sin necesidad de cambios en la infraestructura de equipos y calderas en hogares e industria y en vehículos de gas natural.

La cogeneración eléctrica consta de dos etapas sencillas: la combustión del biogás y la generación de electricidad. Primeramente, el biogás se quema en un motor de combustión interna o en una turbina de gas, que convierte la energía térmica del biogás en energía mecánica. Esa energía mecánica se transforma en energía eléctrica mediante un generador eléctrico conectado a la turbina. El calor generado durante la combustión del biogás suele ser utilizado para calefacción de otras corrientes de la planta o para generar vapor, que a su vez puede ser utilizado para generar más electricidad (22).

3. Objetivos

El presente Trabajo de Fin de Grado tiene como objetivo principal el diseño de una biorrefinería para producir clorofila como producto de alto valor añadido y bioenergía en forma de biogás, empleando una microalga que ha sido cultivada previamente. El diseño constará de una simulación del proceso con el programa Super Pro Designer y un análisis económico posterior.

Los objetivos parciales propuestos en este proyecto son los siguientes:

- Desarrollar un diagrama de bloques inicial que plantee las distintas alternativas del proyecto.
- Justificar cada forma de solventar las dificultades y exponer alternativas:
 - Selección de materia prima. Análisis de la microalga a utilizar basándonos en sus propiedades.
 - Selección de equipos y procesos adecuados para optimizar al funcionamiento la planta
 - Selección de oportunidades con las corrientes de salida.
- Simular el proceso y definirlo etapa a etapa. Se pretende conseguir una corriente de clorofila pura y se quiere optimizar el proceso al máximo mediante el aprovechamiento completo de todas las corrientes de la biorrefinería, por lo que se obtendrá biogás de la biomasa residual generada en la extracción de las clorofilas. De esta forma, se consigue:
 - Aprovechamiento energético de las corrientes.
 - Aprovechamiento de los subproductos.
- Estudio económico del proyecto para analizar la rentabilidad de la planta.

4. Solución técnica

4.1. Diagrama de bloques

En la *Ilustración 3*, se representa un diagrama de bloques simplificado del proceso de la biorrefinería. De cada etapa salen diferentes aspectos que plantean las dificultades u alternativas de procesos, equipos o materias primas a utilizar, que exigen un análisis para seleccionar la mejor opción posible.

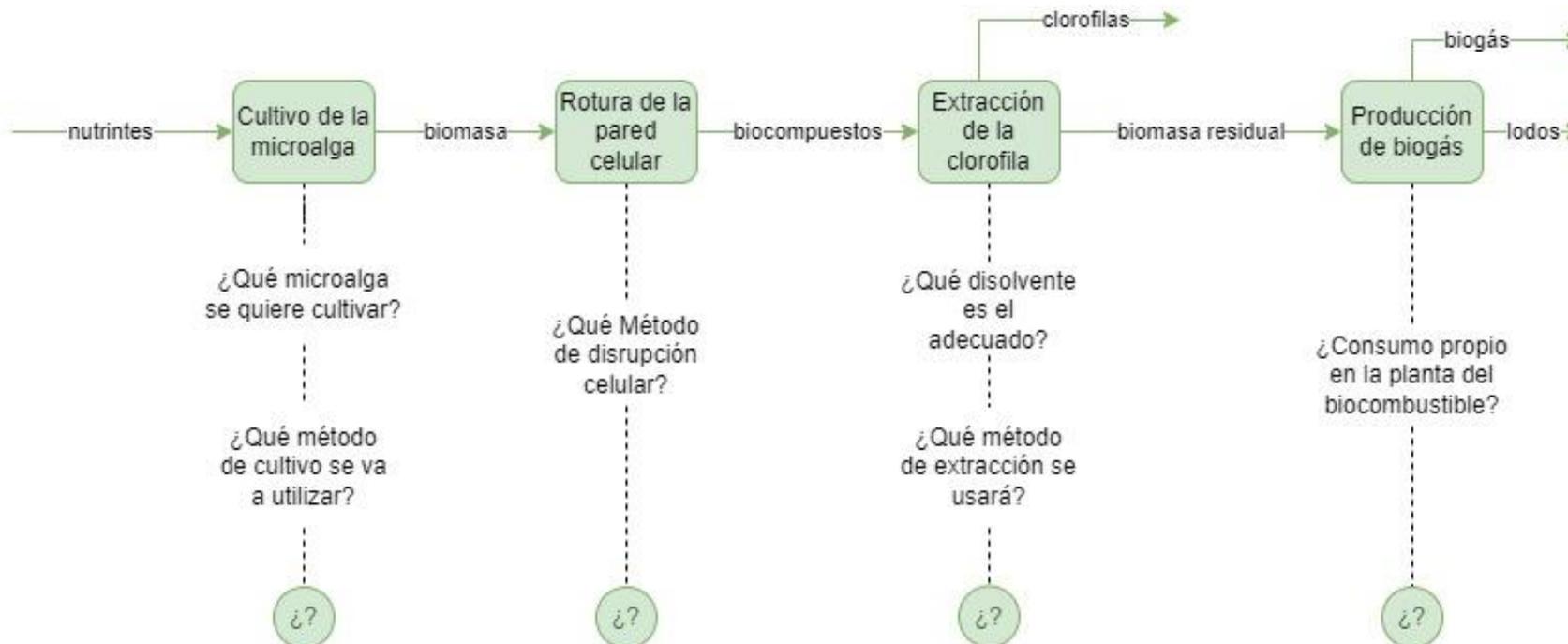


Ilustración 3. Diagrama de bloques simplificado del proceso.

4.2. Elección de materia prima

Un paso importante para asegurar la rentabilidad de la planta es una buena elección de la materia prima, en este caso, una buena elección de la microalga a cultivar. Para ello se van a tener en cuenta diferentes factores, como la cantidad de clorofila que es capaz de almacenar la microalga, la pared celular de la microalga y dependiendo de esta última, el proceso de disrupción celular que sería necesario emplear.

La cantidad de clorofila en las microalgas puede variar dependiendo de muchos factores, como la especie, la edad de la célula, la intensidad de la luz, la temperatura, la disponibilidad de nutrientes, entre otros.

La concentración de clorofila en la especie *Chlorella* es relativamente alta en comparación con otras microalgas. La concentración de clorofila a en *Chlorella vulgaris* ronda un valor de 60-80 microgramos por miligramo de peso seco de células, mientras que la cantidad de clorofila a en *Chlamydomonas reinhardtii* es de alrededor de 5 microgramos por miligramo. En la especie *Monoraphidium contortum* los valores de clorofila suelen oscilar entre 9-16 microgramos por miligramo de peso seco de células.

Estas cifras son solo un promedio ya que la cantidad de clorofila en una célula individual puede variar significativamente dependiendo de las condiciones ambientales en las que se encuentra la célula.

Se han estudiado composiciones y cantidad de clorofila de diferentes microalgas (23) (24) (25)(Tabla 2):

Tabla 2. Composiciones de las microalgas preseleccionadas (2)

Nombre de la microalga	Familia	Composiciones en peso seco %					Clorofila total (mg/ml)
		Proteínas	Lípidos	Carbohidratos	Fibras	otros	
Chlorella	Chlorophyta	60	11	22,7	2,6	3,7	0,481
Chlamydomonas	Chlorophyta	27	19	52	-	2	0,493
Monoraphidium	Chlorophyta	57	18	24	-	1	1,007

Para la elección de la microalga a utilizar, también hay que tener en cuenta el método de disrupción de la pared celular que se usará en la etapa de cosechado y las distintas paredes celulares que tienen estas microalgas.

La pared celular de *Chlorella* es rica en carbohidratos, proteínas y lípidos. La capa exterior está formada principalmente por polisacáridos, mientras que la capa interna está compuesta por una mezcla de proteínas y polisacáridos. La pared celular de *Chlorella* es relativamente delgada y porosa, lo que permite que los nutrientes se difundan fácilmente hacia el interior de la célula (26).

Por otro lado, se encuentra las paredes celulares de la *Chlamydomonas* y *Monoraphidium* que son más rígidas que la de *Chlorella*, lo que puede ayudar a proteger la célula de condiciones ambientales adversas. Las paredes están compuestas principalmente por una capa externa de polisacáridos y una capa interna de quitina. La capa externa también contiene glicoproteínas, lípidos y otros compuestos.

Entre las técnicas de disrupción celular más comunes se encuentran: el tratamiento térmico, el tratamiento químico, el tratamiento enzimático y el tratamiento mecánico. Se desechará el tratamiento térmico debido a que no se quiere tratar la clorofila con altas temperaturas, el tratamiento químico no se usará para no utilizar químicos agresivos en esta molécula y también se eliminará la opción del tratamiento enzimático debido a su coste. Por lo tanto, se ha escogido como la mejor opción para cumplir con el objetivo del proyecto una disrupción celular mediante un tratamiento mecánico.

Para este proyecto se usará un sonicador (también conocido como un baño de ultrasonidos) que funciona mediante la generación de ondas ultrasónicas de alta frecuencia que crean pequeñas burbujas en el líquido en el que se encuentran las microalgas que más tarde se expanden y colapsan rápidamente, creando fuerzas de cavitación y turbulencia que rompen la pared celular de las microalgas. Aunque la técnica también funcionaría con paredes celulares más gruesas, se ha elegido la microalga *Chlorella* para que el tratamiento sea menos agresivo y así evitar la degradación de la clorofila.

4.3. Selección de equipos y procesos

4.3.1. Selección del método de cultivo

La elección del sistema de cultivo es otra decisión necesaria y se debe tener en cuenta factores biológicos, técnicos, ambientales y económicos. Hay dos principales diseños en los sistemas de cultivo (*Tabla 3*): los sistemas abiertos (donde la biomasa está expuesta a los factores ambientales) y los sistemas cerrados (27).

Tabla 3. Ventajas y desventajas de los sistemas abiertos y cerrados de los métodos de cultivo (27)

	Ventajas	Desventajas	Modelos
Sistemas abiertos	Alta durabilidad Bajo Costo Facilidad de construcción Facilidad de operación	Baja accesibilidad de las células a la luz Evaporación Dificultad al controlar la temperatura Necesidad de grandes extensiones de terreno	High Rate Algal Ponds (HRAP) o Raceway
Sistemas Cerrados (Fotobioreactores)	Permiten realizar cultivos hiperconcentrados Mejor control de los parámetros de cultivo	No son factibles a grandes escalas Elevado coste de construcción Mayor coste de operación Equipos más sensibles	Pueden ser planos o en placas, reactores tubulares y reactores anulares

El modelo escogido es el Raceway (sistema abierto) que consiste en un estanque de poca profundidad (20-30 cm) dividido por placas que crean canales. Se elige este modelo debido a que se prima la facilidad de construcción y operación. El cultivo circula impulsado mediante paletas situadas a los laterales (27).

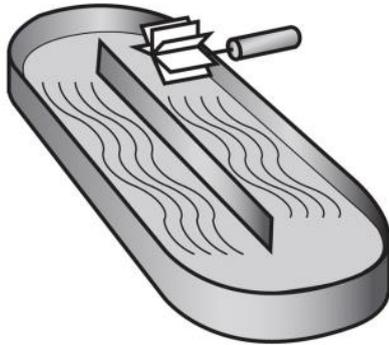


Ilustración 4. Método de cultivo Raceway (sistema abierto)

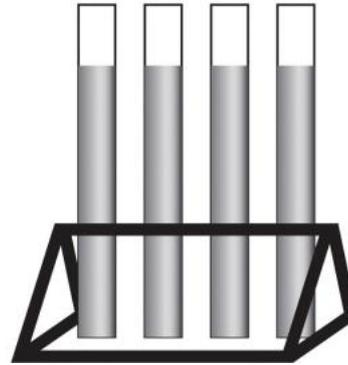


Ilustración 5. Método de cultivo de reactores tubulares

4.3.2. Selección del disolvente

Para asegurar la eficacia de la planta y sacar la máxima rentabilidad al proceso, es fundamental la elección del disolvente para extraer el pigmento. Se necesita un disolvente con alta selectividad, alta solubilidad de la clorofila y con una adecuada capacidad y recuperabilidad. La clorofila es una molécula hidrofóbica, lo que significa que no se disuelve fácilmente en solventes polares como el agua, sino que se disuelve mejor en solventes apolares como el alcohol y los hidrocarburos. Por lo tanto, para extraer la clorofila de una muestra vegetal, se suele utilizar solventes orgánicos como el etanol, el metanol, la acetona, el cloroformo o el éter dietílico.

Debido a su eficacia y a la facilidad de manipulación, dentro del proceso de preselección se encuentran el éter dietílico, cloroformo, el etanol, el éter de petróleo, el tetracloruro de carbono y la acetona. No solo se busca un alto grado de extracción, también es importante que el disolvente se pueda recuperar fácilmente, y que, en el caso de no hacerlo, no sea perjudicial para la salud (debido a los usos posteriores que se le dará a este pigmento). Tras descartar a los disolventes inflamables, tóxicos, y siguiendo la normativa europea para determinar un “Green Solvent”, los principales candidatos son el etanol y la acetona. (28)

La acetona presenta una extracción más eficiente frente al etanol (29) y su temperatura de ebullición también es algo más baja (56°C frente a 78,5°C) lo que deriva en un menor coste energético a la hora de recuperar el disolvente. Sin embargo, la energía necesaria para fabricar 1 kg de acetona es bastante mayor, por lo que este disolvente es más caro. Siguiendo criterios económicos se ha seleccionado el etanol como disolvente.

Como se puede comprobar en la *ilustración 8*, el etanol forma un azeótropo con el agua (las composiciones del líquido y vapor son iguales) por lo tanto funciona como una sustancia pura y no se puede separar. Por lo tanto, se necesitará retirar toda el agua de la corriente para poder realizar la extracción de forma eficiente.

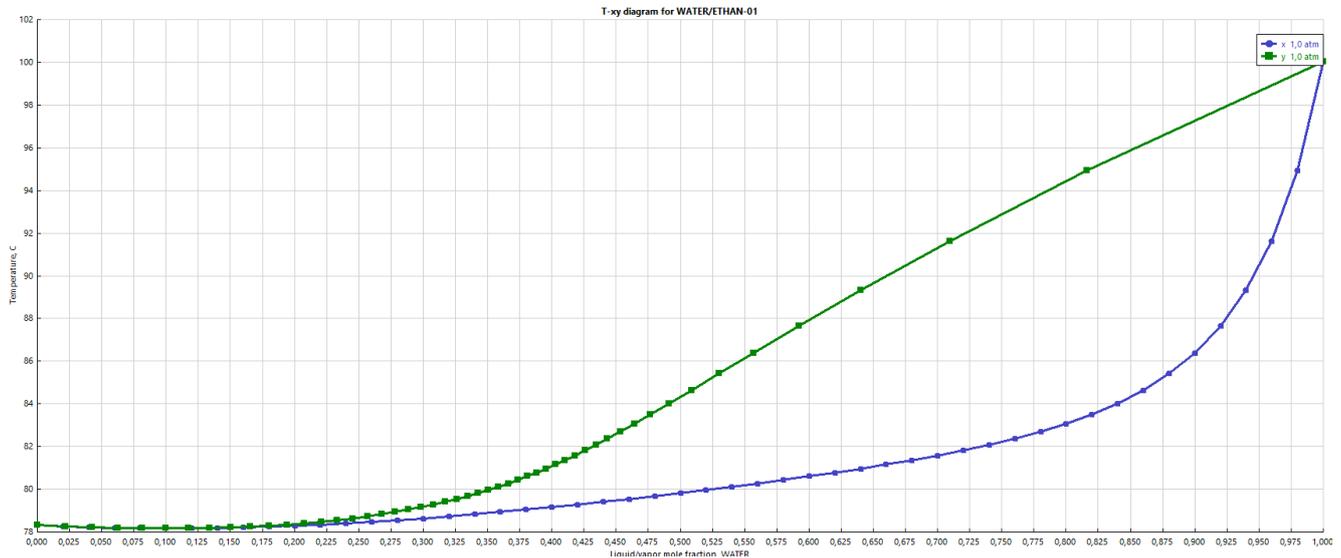


Ilustración 6. Diagrama binario de la mezcla etanol-agua a 1 atm

Esta gráfica realizada en la herramienta de simulación Aspen Plus V.12, es un diagrama binario de equilibrio L-V que se ha fijado la presión de 1 atm y se representa la fracción de líquido y vapor de la mezcla a diferentes temperaturas.

La temperatura de ebullición del etanol es de 78,5°C, pero a partir de los 40°C se empieza a degradar la molécula de la clorofila (30), por lo tanto, para lograr una buena separación se tendrá que disminuir la presión de las cámaras flash (trabajando a vacío) para reducir la temperatura de burbuja del etanol por debajo de la temperatura de degradación de la clorofila.

En este diagrama binario de equilibrio L-V (*Ilustración 7*) que se ha fijado a la temperatura de 40° (temperatura donde comienza a degradarse la molécula de la clorofila) para comprobar a que presión tienen que funcionar las columnas de destilación para lograr una correcta separación del disolvente. Por lo tanto, para evaporar todo el etanol a 40°C, sin degradar la molécula de clorofila, haría falta reducir la presión a 0,17 bar. En la simulación se trabajará a 0.16 bar de presión y 39°C para lograr pasar a fase vapor todo el etanol.

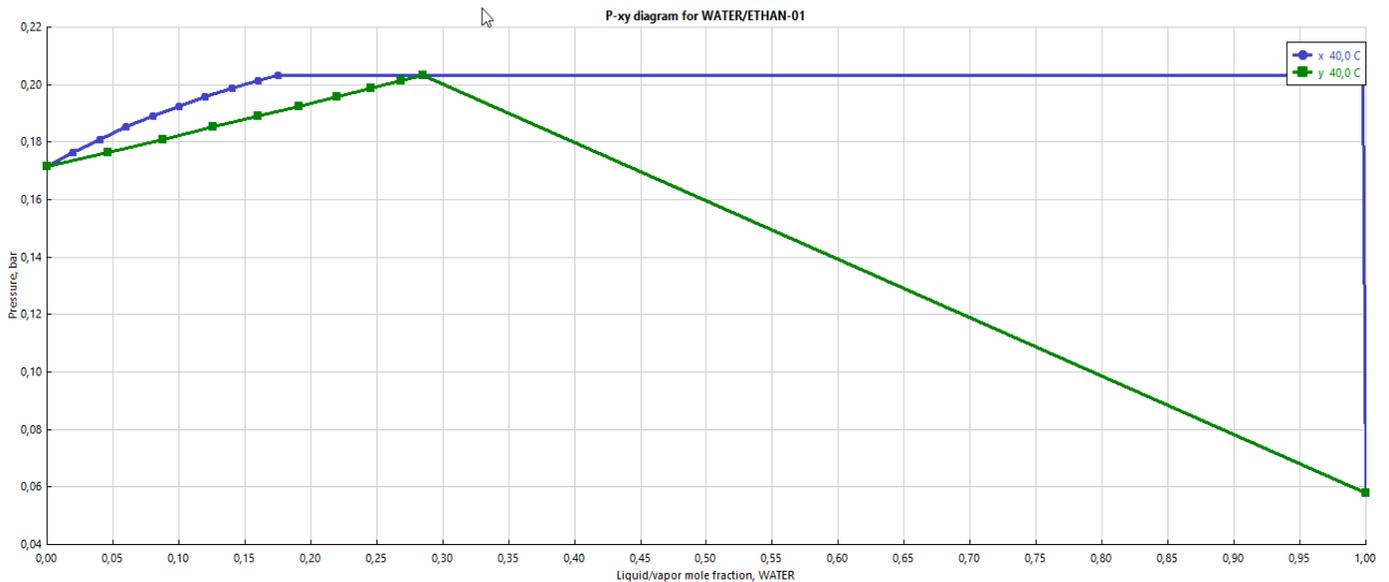


Ilustración 7. Diagrama de equilibrio de la mezcla etanol-agua a 40°C

4.3.3. Selección del equipo de extracción.

Una vez elegido el disolvente, el siguiente paso es elegir qué equipo y las condiciones de operación para que la transferencia de materia del alimento al disolvente sea óptima. Las principales opciones son: el **mezclador-sedimentador**, **columna de extracción** y **extractor centrífugo**.

Con el mezclador-sedimentador se obtienen altas eficiencias, ya que el contacto entre las fases es elevado, pero con el extractor centrífugo se maximiza el contacto entre fases por lo que se puede llegar a separar líquidos con una diferencia de densidad muy pequeña. En el caso de la columna de extracción, el contacto entre fases es significativamente menor, además de tener un difícil manejo de caudales altos. Mientras que los costes de construcción y operación de la columna de extracción y del mezclador sedimentador son bajos y moderados respectivamente, los costes del extractor centrífugo se disparan.

Para la simulación se ha seleccionado un mezclador sedimentador y, aunque un aumento de temperatura aumentaría la solubilidad de la clorofila en el etanol, las condiciones de operación son a presión y temperatura ambiente.

El etanol se disuelve en agua, por lo tanto, la corriente que pase por la extracción de la clorofila tiene que estar “seca”. Eliminar el 100% de agua de una corriente es sumamente complicado con equipos de separación que funcionan por diferencia de densidades (como clarificadores y centrifugadores) y a una separación por diferencia de volatilidades sería someter a la corriente a unas temperaturas superiores a 100° que degradarían la molécula de la clorofila por lo tanto también es inviable.

Para lograr ese objetivo, se ha seleccionado un liofilizador, capaz de retirar el restante de agua de la corriente que circula hacia la extracción de la clorofila con etanol. Consiste en una sublimación a vacío controlada para deshidratar la corriente. El producto para liofilizar se coloca por lotes y se introduce en la cámara de secado. En esta cámara se enfría el lote a unas temperaturas muy bajas, consiguiendo convertir el agua en hielo. La bomba de la cámara reduce la presión dentro del congelador y al aplicar el vacío, se crea un gradiente de presión que provoca la sublimación del agua congelada (ya que según se reduce la presión, la temperatura de ebullición del agua también disminuye) y el agua pasa de estado sólido a estado vapor sin pasar por el líquido.

4.4. Simulación y resultados

El esquema global de la simulación consta de dos partes (*Ilustración 8 y 9*) y está dividido por colores. Estos colores representan diferentes etapas de la simulación y los distintos bloques del diagrama de flujo planteado anteriormente (*Ilustración 3*).

4.4.1. Esquema de simulación global

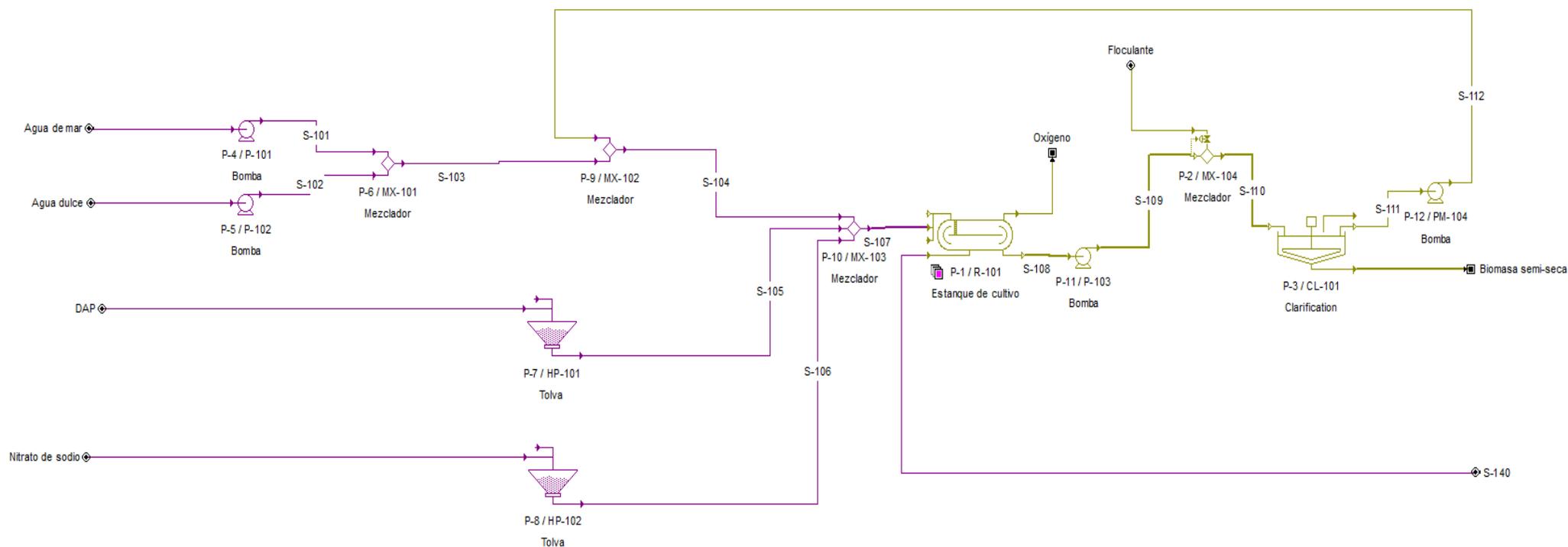


Ilustración 8. Parte1 del diagrama de simulación de SuperPro Designer

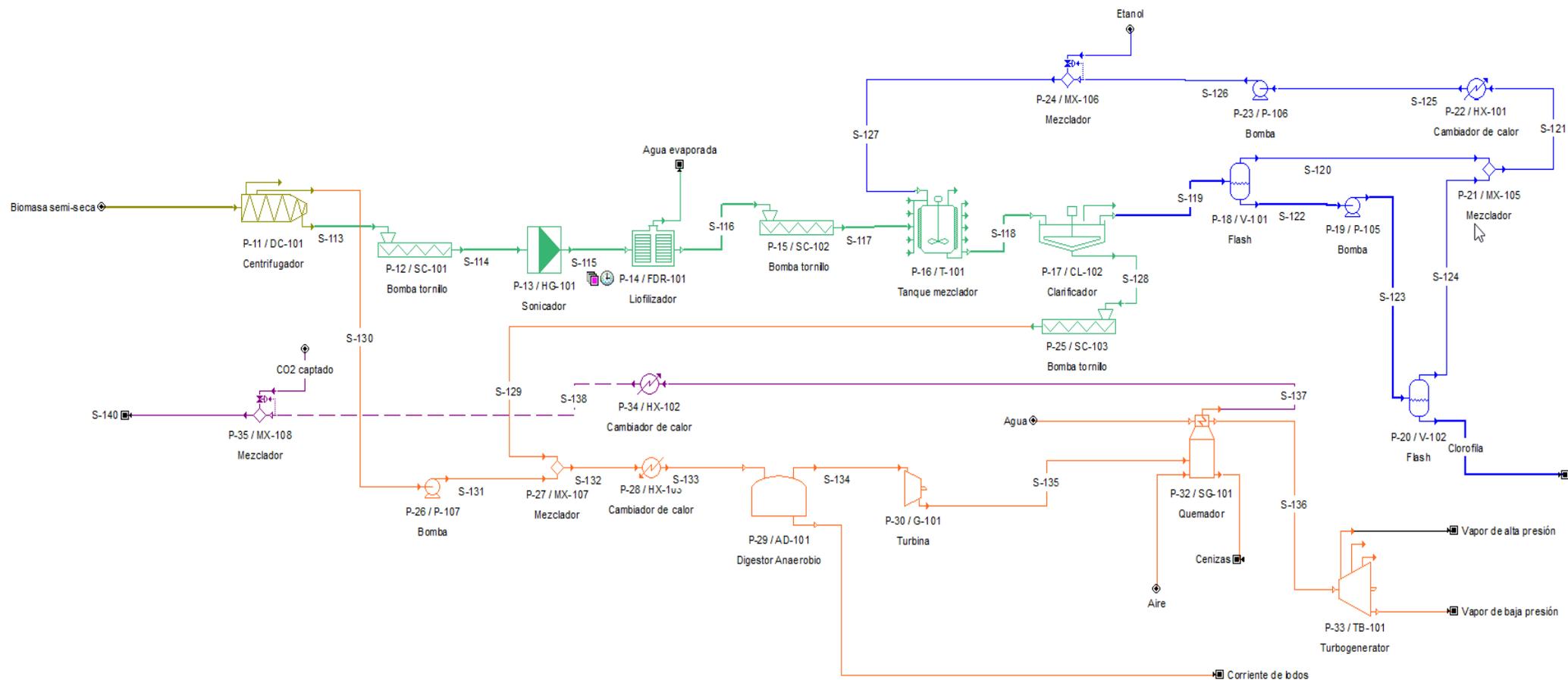


Ilustración 9. Parte2 del diagrama de simulación de SuperPro Designer

4.4.2. Capacidad de producción

Para comenzar una simulación, es necesario tener claro la capacidad de producción que se quiere obtener, para dimensionar adecuadamente los equipos, corrientes de reactivos etc.

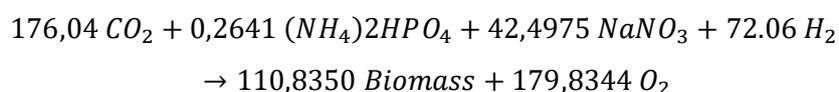
Se ha tomado como referencia la planta “*CO₂Algaefix*” (31). La idea innovadora tuvo lugar en 2011, y sus objetivos principales era mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero a la vez que se obtenían fertilizantes. Esta planta de producción de microalgas situada en Arcos de la Frontera (Cádiz) logró una producción de 100 toneladas de biomasa seca al año. Se utilizaron diferentes tipos de reactores para el cultivo de las microalgas mientras que en este proyecto solo se utilizará un único tipo. Para este proyecto se intentará alcanzar las 300 toneladas/año de biomasa algal. Considerando como factor de operación las 8000 horas/año (permitiendo a la planta tener paradas preventivas programadas) el caudal objetivo de biomasa seca rondará los 37 kg/h.

4.4.3. Etapa de cultivo

Esta etapa consiste en introducir todos los reactivos al estanque de cultivo donde se generará y crecerá la microalga. El método de cultivo elegido finalmente es el modelo “Raceway”, un canal con una longitud mucho mayor que su ancho y con una altura pequeña. Los carriles están parcialmente llenos de un cultivo que contiene nutrientes y se inocula una cepa de la microalga, en este caso de la *Chlorella*. En el canal se realiza una agitación continua del cultivo para que las microalgas se mantengan en suspensión y reciban el aporte de luz solar que favorece su crecimiento. Es importante también el control de nutrientes, CO₂, agua y el pH del cultivo.

Para garantizar un crecimiento adecuado de las microalgas y maximizar su producción, es importante proporcionar los nutrientes adecuados en las condiciones correctas. Las microalgas usan el CO₂ como fuente de carbono, necesario para la síntesis de carbohidratos, proteínas y lípidos. Como fuente de fósforo, esencial para síntesis de ácidos nucleicos y membranas celulares, se utiliza el fosfato diamónico (DAP). La fuente de nitrógeno (importante para la síntesis de proteínas y ácidos nucleicos) se obtiene del nitrato de sodio (NaNO₃) (32). Este último, será el reactivo limitante en la reacción.

La reacción que se da en el estanque de cultivo para la formación de la biomasa es la siguiente:



Ecuación 1. Reacción de formación de la biomasa en coeficientes másicos



Ecuación 2. Reacción de formación de la biomasa en coeficientes molares

El esquema de la simulación de esta etapa se ve reflejado en la *Ilustración 10*.

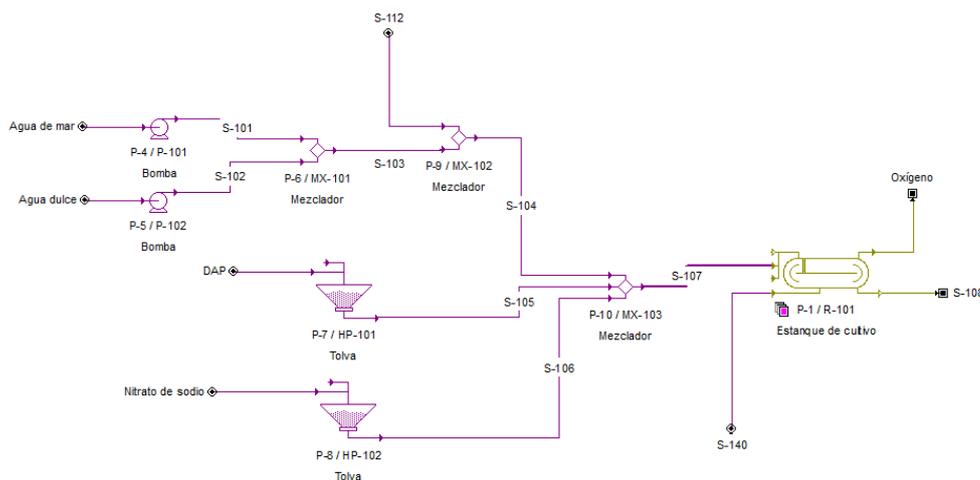


Ilustración 10. Esquema de simulación de la etapa de cultivo

Se han utilizado los siguientes equipos:

- Dos bombas (*P-101* y *P-102*) las cuales tienen la función de impulsar las corrientes de agua salada y agua dulce hacia el mezclador (*MX-101*).
- Tres mezcladores (*MX-101*, *MX-102* y *MX-103*) que unen distintas corrientes. El mezclador (*MX-101*) une las dos corrientes de agua, el mezclador (*MX-102*) une esta última corriente con la corriente de reciclo de agua y el mezclador (*MX-103*) unifica todas las corrientes de nutrientes para la entrada al estanque de cultivo.
- Dos tolvas (*HP-101* y *HP-102*) que suministran los fosfatos y nitratos (respectivamente) controladamente a la corriente de entrada del estanque.
- Un estanque de cultivo (*R-101*) donde se generan y crecen las microalgas.

Se alimentan una corriente de agua salada y otra de agua dulce debido a que las condiciones óptimas de salinidad para el crecimiento de la *Chlorella* son inferiores a la concentración de sales que porta el agua marina ($\approx 3,5\%$). Por lo tanto, esta concentración se diluye con la corriente de agua dulce (32). Los factores físicos incluyen fundamentalmente la concentración de protones (que modifican el pH), la temperatura y la intensidad de luz. Por otro lado, los factores nutricionales comprenden la salinidad, la disponibilidad de carbono, nitrógeno, fósforo, así como otros minerales y vitaminas.

En las *Tablas 4 y 5* se indican los caudales máxicos y concentraciones en % en peso y g/L de los componentes alimentados al tanque de cultivo y los compuestos obtenidos en el mismo, incluidos en el programa de simulación *SuperPro Designer*.

Tabla 4. Composición, caudales y concentraciones de la corriente de entrada al estanque de cultivo.

	Component	Flowrate (kg/h)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)
1	DAP	0,10000	0,0002	0,002047
2	Flocculant	0,00073	0,0000	0,000015
3	Nitrate	15,00000	0,0309	0,306998
4	Salts	1,42000	0,0029	0,029062
5	Water	48592,92300	99,9660	994,527949

Tabla 5. Composición, caudales y concentraciones de la corriente de la salida del estanque de cultivo.

	Component	Flowrate (kg/h)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)
1	Biomass	38,72933	0,0797	0,792594
2	DAP	0,00770	0,0000	0,000158
3	Flocculant	0,00073	0,0000	0,000015
4	Nitrate	0,15000	0,0003	0,003070
5	Salts	1,42000	0,0029	0,029060
6	Water	48567,74291	99,9171	993,936714

Lo primero a destacar es que se ha conseguido obtener una corriente de biomasa seca de 38,7 kg/h, logrando así la capacidad de producción planteada anteriormente. Por otro lado, llama la atención las grandes cantidades de agua a la entrada del estanque y a la salida (introduciendo solo 60 kg/h de agua nueva al circuito). Y es porque un 99,84% del agua que se alimenta en el estanque de cultivo, proviene de una etapa de reciclaje del agua posterior. Por esta razón entra tanta cantidad de agua al estanque y sale también mucha cantidad de ella, y además en esta corriente de entrada también hay una pequeña cantidad de floculante. Este compuesto es inerte y no reacciona en el estanque, interactúa con la biomasa formada posteriormente. El volumen de trabajo del estanque de cultivo es de 4500 m³ (dato proporcionado por la herramienta *SuperPro Designer*).

4.4.4. Etapa de cosechado

El objetivo principal de la etapa de cosechado es retirar el exceso de agua de la corriente de biomasa procedente de la salida del estanque para así aumentar la concentración de la microalga en las futuras etapas (*Ilustración 11*).

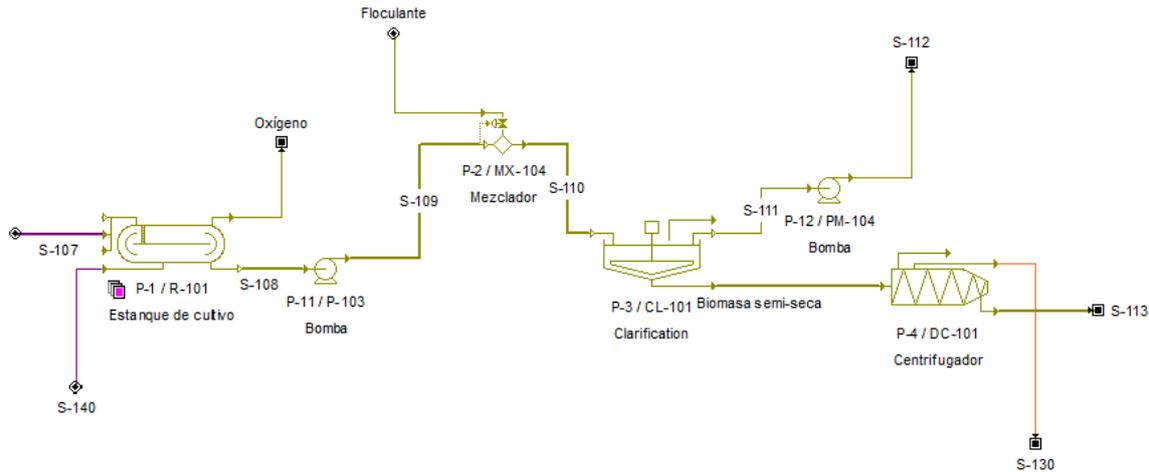


Ilustración 11. Esquema de simulación de la etapa de cosechado

Se han utilizado los siguientes equipos en la simulación para esta etapa:

- Dos bombas (*P-103* y *P-104*). La primera tiene como función impulsar la corriente portadora de la biomasa de la salida del estanque al resto de los equipos. La segunda bomba impulsa la corriente de agua que sale del clarificador hacia el reciclo de agua comentado anteriormente.
- Un mezclador (*MX-104*) colocado encima del clarificador que sirve para unir el flocculante de forma controlada a la corriente que entra al siguiente equipo.
- Un clarificador (*CL-101*) donde se da la coagulación y primera separación del agua.
- Un separador centrifugo (*DC-101*) donde se retira más cantidad de agua y se aumenta la concentración de la microalga.

Se comienza añadiendo un flocculante antes mencionado a la corriente que sale del “Raceway”. La función del flocculante es coagular y aglutinar las células en suspensión para formar grupos más grandes y facilitar los procesos posteriores de clarificación y centrifugación. En la simulación se utilizará el cloruro de aluminio, aunque el sulfato de aluminio o polímeros catiónicos mostraron también ser muy eficientes en el cosechado de microalgas (33). La corriente con el flocculante añadido llega al clarificador, donde comienza el proceso de coagulación y sedimentación de las células microalgales. De este equipo salen dos corrientes, la corriente que contiene la biomasa algal sale por fondos mientras que la corriente ligera sale del clarificador siendo fundamentalmente agua. Esta última corriente es la que se recircula y se alimenta de nuevo con los nutrientes en el estanque de cultivo. La corriente que porta la biomasa se introduce en un separador centrifugo que retira gran parte del agua de esta corriente (consiguiendo retirar el 80% del agua restante), elevando aún más la concentración de la biomasa. Los caudales y composiciones a la salida del clarificador y a la salida del separador centrifugo se indican en la *Tabla 6*.

Tabla 6. Caudales y composiciones de las corrientes de salida del clarificador y la centrífuga.

Corriente salida del clarificador			Corriente salida del separador centrifugo		
Componente	Caudal (kg/h)	Concentración másica (%)	Componente	Caudal (kg/h)	Concentración másica (%)
Biomasa	38,73	0,08	Biomasa	38,73	43,54
Agua	48578,54	99,92	Agua	48,58	54,61

La corriente de agua retirada del separador centrifugo (una cantidad significativamente menor de agua que la separada en el clarificador) circulara para unirse con el refinado de la extracción para poder introducirse en una etapa de biodigestión futura.

4.4.5. Etapa de ruptura celular y extracción de la clorofila

Para la extracción de la clorofila de la *Chlorella* (objetivo de la simulación) previamente se necesita romper la pared celular de esta microalga. En esta etapa pasará por un proceso de sonicación donde se romperá la pared celular, un proceso de liofilización donde se secará por completo los compuestos microalgales de la *Chlorella* y por último un proceso de extracción de la clorofila con etanol (*Ilustración 12*).

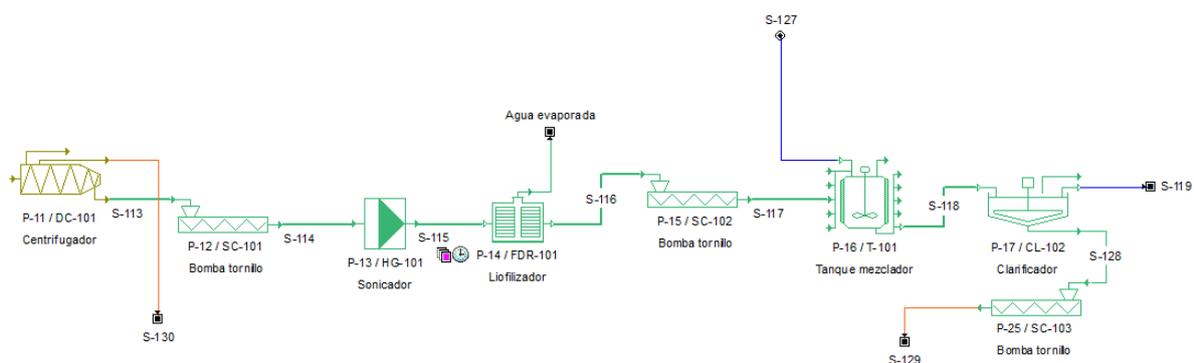


Ilustración 12. Esquema de simulación de la etapa de extracción de las clorofilas.

Los equipos utilizados para el esquema de simulación son los siguientes:

- Tres Bombas Tornillo (*SC-101*, *SC-102* y *SC-103*) para la impulsión del sólido en el circuito.
- Un Sonicador (*HG-101*) encargado de la rotura de la pared celular.
- Un Liofilizador (*FDR-101*) que tiene como función retirar el restante de agua de la corriente que se mete en el tanque mezclador.
- Un Tanque Mezclador (*T-101*) en el que se añade controladamente el etanol a la corriente con los bioproductos secos.

- Un Clarificador (*CL-102*) donde se realiza la separación de la clorofila del resto de los compuestos.

Esta etapa comienza con un sonicador, ya que se ha demostrado que este equipo es muy eficiente para liberar los compuestos intracelulares como proteínas, lípidos, carbohidratos, pigmentos, etc. Este equipo utiliza ondas de alta frecuencia que generan la cavitación en la corriente de biomasa y el colapso de las burbujas provoca la rotura de las paredes celulares liberando su el contenido de su interior. Para que se propaguen las ondas, se necesita un medio líquido, y es por ello por lo que no se ha secado por completo la biomasa para este punto.

La composición y el caudal a la salida del sonicador se muestra en la *Tabla 7*:

Tabla 7. Composición de la corriente tras la ruptura celular.

	Component	Flowrate (kg/h)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)
2	Biomass	2.80840	5.7027	58.182016
3	Carbohydrates	4.72935	9.6034	97.978641
4	Cell Debris	15.08679	30.6351	312.555289
5	Chlorophyll	0.77086	1.5653	15.970087
6	DAP	0.00770	0.0156	0.159522
7	Flocculant	0.06892	0.1399	1.427826
8	Linoleic Acid	0.57473	1.1671	11.906868
9	Linolenic Acid	0.91598	1.8600	18.976571
10	Nitrate	0.15000	0.3046	3.107572
11	Oleic Acid	0.80104	1.6266	16.595197
12	Proteins	12.50048	25.3834	258.974382
13	Salts	1.06500	2.1626	22.063763
14	Water	9.22577	18.7338	191.131604

Se puede comprobar que el porcentaje de lípidos es muy bajo respecto al de las proteínas o el de los carbohidratos. Es por ello por lo que se ha desechado la idea de una extracción de lípidos para posteriormente llevar a cabo un proceso de saponificación de lípidos y producir biodiésel. El coste de los equipos y de producción superaría al beneficio de producción del biocombustible. Uno de los porcentajes más altos de esta composición se lo lleva las fibras celulares provenientes de la pared celular que se llevaran a la digestión anaerobia.

Como se ha comentado anteriormente, es necesario retirar en su totalidad el agua de la corriente que se dirige hacia el mezclador sedimentador para que se logre una correcta extracción. De esta función se encarga el liofilizador, capaz de deshidratar la corriente, funcionando a temperaturas bajas. La biomasa húmeda se introduce por lotes (hay dos depósitos pulmón, uno a la entrada y otro a la salida del liofilizador), se congela y se sublima a vacío para evaporar la pequeña cantidad de agua que porta en este punto de la simulación.

La corriente que contiene los diferentes biocompuestos secos, llega al mezclador-sedimentador. En una primera etapa, se agrega al tanque donde llega la corriente una cantidad de etanol y para favorecer el proceso de disolución de la clorofila y maximizar la extracción, comienza la agitación del tanque. Una

- Dos Bombas (*P-105* y *P-106*). La primera se encarga de impulsar la corriente líquida que sale de la primera cámara flash hacia la segunda. La bomba *P-106* impulsa el etanol recuperado hacia el tanque mezclador.
- Dos Mezcladores (*MX-105* y *MX-106*). El primer mezclador unifica las corrientes de etanol evaporadas para llevarlas a un cambiador de calor que las condense. El segundo mezclador introduce controladamente al circuito el etanol nuevo.
- Un cambiador de calor (*HX-101*) encargado de condensar el etanol.

La fase extracto (que sale del decantador), portadora de la clorofila, circula hacia una etapa de recuperación del disolvente formada por dos cámaras flash en serie. En la primera cámara pasa a fase vapor únicamente el etanol y por fondos sale una corriente líquida (formada por clorofila y etanol) que se introduce a la segunda cámara flash. De este segundo equipo, se extrae en forma de líquido la clorofila y la corriente en forma de vapor vuelve a estar formada únicamente por etanol, por lo que se une a la otra corriente vapor. La primera cámara flash se encarga de evaporar la gran parte del etanol y recircularlo mientras que la segunda se encarga de purificar la clorofila, evaporando los restos de etanol en la corriente y sacando una fracción de clorofila pura. Las corrientes de etanol que se encuentran en fase vapor se unen mediante un mezclador, se enfrían y se condensan y mediante una bomba se recircula el etanol para llevarlo de nuevo al tanque.

La temperatura de ebullición del etanol es 78,25°C, pero es necesario mantener una temperatura menor en las cámaras de destilación para evitar la degradación de la molécula de clorofila. Se ha trabajado a una temperatura de 39° y una presión de 0,16 bar en la primera cámara y una temperatura de 40°C y presión de 0,16 bar en la segunda. El hecho de trabajar a vacío es más costoso, pero permite reducir la temperatura de ebullición del etanol y que se pueda recuperar sin dañar la molécula de clorofila.

Con esta etapa se ha logrado obtener una corriente pura de clorofila (0,77079 kg/h) y se ha recuperado el 99,98% del etanol que se ha utilizado en la extracción, por lo tanto, la cantidad que se mete de etanol nuevo al circuito es mínima (0,007 kg/h)

4.4.7. Etapa de producción de biogás

Toda la corriente de biomasa proveniente de la corriente refinada de la etapa de extracción pasa a un digestor anaerobio, pero previamente se precalienta en un cambiador de calor. El digestor descompone la materia orgánica en ausencia de oxígeno en CO₂ y metano principalmente. En las condiciones óptimas, permite mediante actividad microbiana anaerobia la transformación de los compuestos provenientes de la microalga en gases. La capacidad calorífica del biogás es muy elevada, por lo que

energicamente se puede aprovechar en calderas o transformar ese calor en energía eléctrica mediante turbinas. El esquema de simulación de esta etapa se muestra en la *Ilustración 14*.

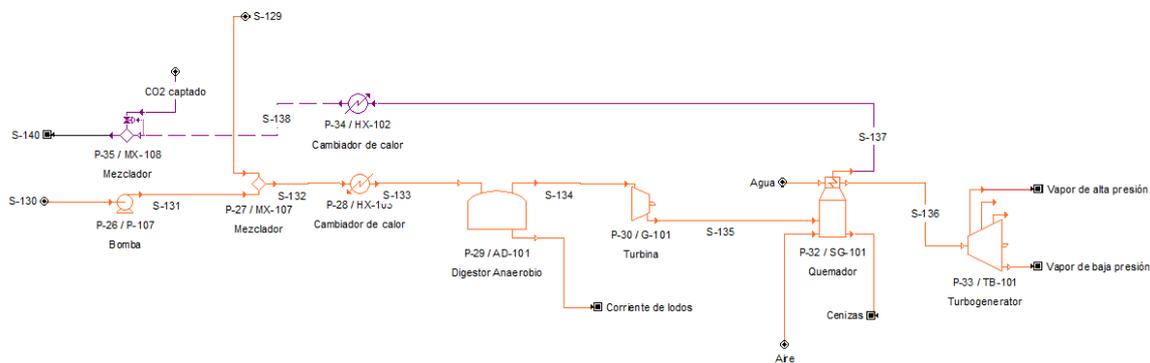


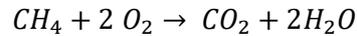
Ilustración 14. Esquema de simulación de la etapa de producción de biogás.

En esta parte de la simulación se utilizan los siguientes equipos:

- Una bomba (*P-107*) encargada de dirigir la corriente de agua que sale de la centrífuga hacia la entrada del biodigestor.
- Un compresor (*G-101*) que impulsa el biogás que sale del biodigestor hacia el quemador.
- Dos mezcladores (*MX-107* y *MX-108*). El primero unifica la corriente de sólidos que sale por fondos del sedimentador *CL-102* y la corriente de agua que sale de la centrífuga *DC-101*
- Un cambiador de calor (*HX-103*) que permite reducir la temperatura de los gases que salen del quemador y precalentar la corriente que entra en el biodigestor.
- Un cambiador de calor (*HX-102*) que reduce la temperatura de los gases de combustión según sale del quemador. Es necesario poner otro cambiador de calor, ya que no se puede reducir hasta los 30°C la corriente que sale del quemador con una corriente de 22°C para enfriarla.
- Un digestor anaerobio (*AD-101*) donde se produce la biometanización.
- Un quemador (*SG-101*) donde se quema el biogás para producir vapor de agua de alta presión.
- Un turbogenerador (*TB-101*) que genera energía eléctrica a partir del vapor de agua.

La corriente de biomasa totalmente seca sale del segundo decantador (de la etapa de disruptión celular y extracción de clorofila) y es impulsada hacia la zona del digestor anaerobio. Antes, esta corriente se mezcla con la corriente de agua retirada del centrifugador de la misma etapa y luego se precalienta para entrar al reactor a la temperatura óptima. Al salir del digestor anaerobio, los caudales de metano y dióxido de carbono son de 14,67 y 2,69 (kg/h) respectivamente, logrando así una conversión del 41,43% de la biomasa residual al biogás. De biodigestor también sale una corriente de lodos, compuesta principalmente por fibras celulares y proteínas (y una cantidad grande de agua que se introdujo al digestor para que se pudiera dar la reacción) que representa el otro 58,57% que no se ha convertido. Estos lodos se pueden someter a un proceso de estabilización adicional como la digestión aerobia o el compostaje o simplemente utilizarse como fertilizantes en la agricultura.

El biogás que se forma en el biodigestor tiene como **función** su combustión para generar energía térmica y esa energía transformarla a eléctrica y **abastecer a la planta**. La planta no es capaz de autoabastecerse solo con la cantidad de biogás producida (17,361 kg/h), pero servirá para reducir los costes eléctricos de la instalación. La corriente pasa al combustor y la reacción es la siguiente:



Ecuación 3. reacción de combustión del metano.

Esta reacción exotérmica genera un calor capaz de vaporizar una corriente de agua, que es el objetivo del equipo. Esta corriente de vapor de agua sale a una presión de elevada y se introduce en la turbina. La turbina genera energía eléctrica con una potencia de 7,12 kW.

El aprovechamiento energético es un factor de elevada importancia para minimizar costes, por lo que la temperatura a la que sale la corriente de gases de combustión del quemador se utilizara para calentar otras corrientes. Sin embargo, se necesitará un cambiador de calor aparte para enfriar la corriente de gases hasta 30° y poder meterla al tanque de cultivo debido a que el valor de “**Approach**” que se suele fijar en la industria química es de 15°C. Este término se refiere a la diferencia de temperaturas entre la temperatura de entrada del fluido caliente y la temperatura de salida del fluido frío, y marca la eficiencia de transmisión de calor. Por ello no se puede enfriar una corriente de gases que salen a 200°C y que ambas corrientes de salida acaben en 30°C.

Para la elección del tipo de cambiador de calor (*HX-103*) es importante conocer la naturaleza de los fluidos entre los que se va a intercambiar calor (en este caso una corriente de biomasa y una corriente de gases de combustión) para conocer su coeficiente de ensuciamiento.

En este caso el fluido sucio es la corriente de gases de combustión ya que suele tener mayor cantidad de partículas, como cenizas y hollín que se pueden acumular en el cambiador de calor y bajar su eficiencia. Por ello el cambiador de calor seleccionado para esa sección es un cambiador con tubos en U (con una superficie alta y por los tubos circula el fluido sucio con gran presión). A continuación, se presentan en la *Tabla 8* las temperaturas de entrada y salida de los dos cambiadores de calor utilizados

Tabla 8. Temperaturas de las diferentes corrientes que entran y salen de los cambiadores de calor.

Corriente	Cambiador	Temperatura
S-132	P-28/ HX-103	27,6°
S-133		30°
S-137	P-34/ HX-102	200°
S-138		30°

Se evaluó la posibilidad de dividir la corriente de biogás que salía del biodigestor (corriente *S-134*) para vender parte de este biocombustible, pero la corriente de era demasiado pequeña. Finalmente, toda la corriente de este biocombustible se quema y se consigue generar energía eléctrica que suple

una pequeña parte de la energía eléctrica consumida por la planta. En esta parte de la simulación se ha logrado obtener un combustible renovable y utilizarlo de forma continua en la planta, para generar energía eléctrica y poder lograr el objetivo principal del proyecto: extraer una corriente pura de clorofila.

4.5. Estimación económica

Para determinar la rentabilidad del proyecto se ha realizado un estudio económico. Estos cálculos son estimados, ya que son previos a la ingeniería conceptual donde se podría determinar con exactitud los datos de diseño tanto de equipos como de tuberías e instrumentación.

El programa Super Pro Designer cuenta con una base de datos económicos “actualizados” que permite realizar estimaciones del capital invertido, y los gastos y beneficios de las corrientes de salida. De esta herramienta solo se tomarán los costes de los equipos básicos de la simulación. Para el caso de equipos más específicos y particulares, como el liofilizador, se ha buscado su precio en el mercado.

4.5.1. Capital inmovilizado y capital circulante

El capital inmovilizado son los bienes y derechos que se necesitan para realizar el proyecto. Este valor se ha estimado mediante el método de los **porcentajes** donde se calcula el coste total de los equipos, y el resto de los gastos (como materiales, terrenos, licencias etc.) se calculan como un porcentaje del coste de los equipos.

La herramienta Super Pro Designer nos proporciona los costes de los equipos ANEXO 1 los cuales se ven resumidos en el ANEXO 2 para calcular su coste total. Los costes de los equipos están actualizados a 2023 y la conversión de \$ a € usada es 0,93 (30 de mayo de 2023). El coste total de los equipos se ve reflejado en la *Tabla 9*.

Tabla 9. Coste total actualizado de los equipos

T.actualizado \$=	1.853.020
T.actualizado €=	1.723.309

Este coste se divide en una serie de partidas, y todas las partidas se estiman como un porcentaje del coste. A continuación, se procede a calcular el capital inmovilizado (*Tabla 10*):

Tabla 10. Cálculo del capital inmovilizado por el método de los porcentajes.

Coste total de los equipos actuacizado		1.853.020	\$
Partida	Porcentaje	Aplicado a	Precio
Equipo (E)			1.853.020
Materiales (M)	65,00%	E	1.204.463
Obras civil, edificios	28,00%	M	337.250
Tuberías y estructuras	45,00%	M	542.008
Instrumentacion	10,00%	M	120.446
Electricidad	10,00%	M	120.446
Aislamiento	5,00%	M	60.223
Pintura	2,00%	M	24.089
Ing det.	17,00%	(E+M)	519.772
Licencias			300.000
Construccion	60,00%	(E+M)	1.834.490
Supervision	10,00%	(E+M)	305.748
ISBL	Total área del proceso		6.017.493
servicios aux	4,00%	(ISBL)	240.700
off-sites	8,00%	(ISBL)	481.399
Gastos	3,50%	(ISBL)	210.612
SubTotal			6.950.205
Contingencias e imprevistos	7,00%	(Subtotal)	486.514
TOTAL_Inmovilizado			7.436.719

En la tabla se puede observar el porcentaje que se aplica para el cálculo de una partida concreta, y a que partida se aplica ese porcentaje (por ejemplo, el aislamiento se calcula como el 5% del coste de los materiales, que a su vez se calcula como el 65% del coste de los equipos). El resultado es que el capital inmovilizado en el proyecto tiene un valor de 7.436.719 \$.

El capital circulante es el conjunto de bienes que se necesitan para mantener la producción sin contar con las corrientes de entrada. Son los repuestos, dinero en efectivo, créditos etc. Y se calculan como un 10% del capital inmovilizado.

El total de la inversión, que se calcula como la suma del inmovilizado y circulante si no se tuviera en cuenta la inflación de cada año (Tabla 11), es de 8.180.391\$.

Tabla 11. Capital inmovilizado, circulante y total de la inversión en \$ y en €

Total capital Inmovilizado	7.436.719	\$
	6.916.149	€
Total capital circulante	743.672	\$
	691.615	€
Total de la inversión	8.180.391	\$
	7.607.764	€

4.5.2. Corrientes de entrada y corrientes de salida

En este apartado se calcula el coste de las corrientes de entrada (materias primas) y los beneficios de las corrientes de salida (productos). Los costes y beneficios por tonelada son los siguientes (*Tabla 12*):

Tabla 12. Costes en \$ por cada tonelada de producto.

Corriente	\$/Tn
DAP	5.849
Nitratos	37.462
Floculante	75.269
Etanol	4.770
Clorofila pura	1.612.903
Fertilizantes	1.100

En esta tabla se encuentran los costes de las materias primas que se utilizan en el proyecto (Nitratos (34), DAP (35), Floculante (36), Etanol (37)) y el precio de los fertilizantes (38). El precio del biogás no se indica debido a que no es una corriente de salida y se va a consumir al completo en la planta para generar energía eléctrica.

El coste de la **clorofila-a** pura es de 224,73 \$ 1mg (39), pero la clorofila que se extrae del proceso, aunque se extrae una corriente pura, es una mezcla de los dos tipos de clorofila (**clorofila-a** y **clorofila-b**) lo que reduce mucho su valor. Se ha estimado un precio de 1,6 \$/g.

Dentro de las corrientes de entrada también se han contabilizado el coste del agua de refrigeración (recopilado de la herramienta de simulación) y el coste de la energía eléctrica anual.

El coste total de la electricidad se ha calculado restando los kWh producidos en el turbogenerador eléctrico a los kW/año necesarios por la planta (*Tabla 13*).

Tabla 13. Coste total de la electricidad.

Potencia del generador	7,12	kW
Horas trabajo	8000	horas al año
Energía total generada	56960	kWh/año
Potencia requerida en quipos	47,8149	kW
Horas trabajo	8000	horas al año
Energía total consumida	382519,2	kWh/año
Energía total necesaria	325559,2	kWh/año
Coste total de la electricidad	32555,92	\$/año

Por lo tanto, los costes (*Tablas 14 y 15*), las ventas (*Tabla 16*) y beneficios (*Tabla 17*) alcanzan unas cifras:

Tabla 14. Costes anuales de las materias primas.

Corrientes entrada	Caudal (Kg/h)	Caudal (Tm/año)	Costes(\$/año)
DAP	0,1	0,8	4.680
Nitratos	15	120	4.495.484
Floculante	0,23265	1,8612	140.090
Etanol	0,007	0,056	267

Tabla 15. Costes anuales de los recursos auxiliares.

Recursos Auxiliares	Caudal (Kg/h)	Caudal (Tm/año)	Costes(\$/año)
Agua de refrigeracion	11152,75	89222	35.689
Electricidad	x	x	32.556

Tabla 16. Ventas anuales de los productos.

Corrientes salida	Caudal (Kg/h)	Caudal (Tm/año)	Beneficios(\$/año)
Clorofila pura	0,77079	6,16632	9.945.677
Fertilizante	24	192	211.200

Tabla 17. Beneficios anuales

Costes Anuales (\$)=	4.708.766
Ingresos por ventas anuales (\$)=	10.156.877
Beneficios anuales (\$)=	5.448.112

4.5.3. Resultados económicos

En este apartado se calculará el VAN (Valor Actual Neto) y el TIR (Tasa de Rentabilidad Interna). El VAN marca el excedente económico generado y el proyecto se puede llevar a cabo cuando el VAN es superior a 0. El TIR es el tipo de interés anual con el que los fondos generados retribuyen a los invertidos.

Se ha planteado un horizonte temporal de 13 años, en los que los tres primeros son de construcción y **la planta no funciona**. El primer año se paga el 10% del inmovilizado, el segundo el 60% y el tercer año el 30% restante y el capital circulante. En estos cálculos hay que tener en cuenta la inflación (inflación acumulada en 2023 es del 1,6% (40)) y la tasa de interés (se ha supuesto un 1,02) por lo que los precios irán subiendo cada año. **La planta funcionará** durante 9 años (del año 3 al 11) y el año 12 se recuperará el capital circulante. Los costes y veneficios anuales tampoco son valores fijos ya que se ven afectados por la inflación. El cálculo del VAN y TIR se encuentra en el **ANEXO 3**. Los resultados son los siguientes (Tabla 18):

Tabla 18. Valores del VAN y TIR

VAN=	\$ 16.322.003
TIR=	30,58%

En la siguiente gráfica (*Ilustración 15*) se puede observar la tendencia de VAN y que la inversión se amortizara de forma completa en el quinto año.

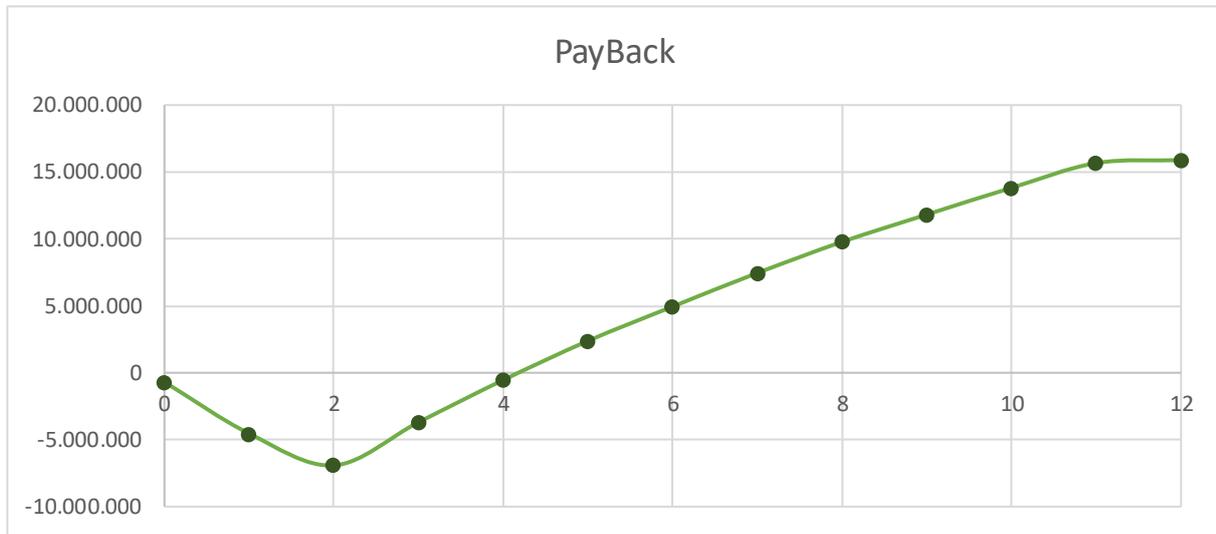


Ilustración 15. Gráfica PayBack

5. Conclusiones

Tras la realización de este Trabajo de Fin de Grado, se han obtenido las siguientes conclusiones:

1. Se ha conseguido el objetivo principal del proyecto: diseñar una biorrefinería de microalgas para extraer una corriente pura de clorofila.
2. Se han analizado y solucionado los principales problemas que presentaba el proyecto, pudiendo definir una base de cálculo, la materia prima, los procesos y equipos tras un estudio bibliográfico.
 - a. Se ha elegido la microalga “*Chlorella vulgaris*” debido a que era una de las microalgas que más clorofila acumulaba, a su composición y a su pared celular.
 - b. Se ha escogido un sistema de cultivo abierto (“*Modelo Raceways*”) por su sencillez y por su bajo coste tanto en la construcción como en la operación.
 - c. Se ha optado por un tratamiento mecánico para la disrupción celular, en concreto un “*sonicador*”, que es capaz de romper paredes celulares delgadas (como lo es la de la *Chlorella*) sin usar elevadas temperaturas, ni enzimas, ni agentes químicos.
 - d. Finalmente se ha elegido el “*etanol*” como disolvente para extraer la clorofila en el proceso debido a que en la simulación alcanzaba un rendimiento tan alto como el de la acetona y su precio es bastante inferior. Se escogió el “*Mezclador-Sedimentador*” para llevar a cabo la separación.
3. Se ha logrado definir un esquema de simulación de una biorrefinería capaz de obtener clorofila a partir de la *Chlorella* y se han optimizado todas las corrientes del proceso.
4. En la etapa de cultivo, se ha obtenido un **caudal de biomasa seca microalgal** de 38,73 kg/h logrando el caudal objetivo propuesto de 37 kg/h, triplicando la producción que se obtuvo en el proyecto “*Co2Algaefix*”.
5. En la etapa de cosechado, se ha retirado la mayor parte del agua que portaba la corriente de salida del estanque de cultivo logrando concentraciones superiores al 50% de biomasa seca.
6. Se consiguió extraer el 99,99% de la **clorofila** que contenía dicha microalga. Para ello se rompió la pared celular y se secó toda la corriente para que la extracción con etanol fuera exitosa. Posteriormente se recuperó casi el 100% del disolvente usado para recircularlo de nuevo al tanque.
7. La corriente de biocompuestos “residuales” (después de la separación de la clorofila) se utiliza como materia prima para la producción de **biogás**. Esta corriente de biocombustible sirve para aportar un 13 % de la energía necesaria para el funcionamiento de la planta.
8. Tras un estudio económico a 13 años se ha obtenido un valor positivo del **VAN** (≈ 16 millones de €) y un **TIR** del 30,5% concluyéndose que el proyecto es viable desde un punto de vista económico.

6. Bibliografía

1. IEA (2023), **Oil Market Report - April 2023, I3**. Oil Market Report - April 2023. [En línea] [Citado el: 13 de Mayo de 2023.] <https://www.iea.org/reports/oil-market-report-april-2023>.
2. Bioenergy. [En línea] <https://www.iea.org/reports/bioenergy>.
3. Key World Energy Statistics 2021. [En línea] IEA, Paris, IEA (2021). <https://www.iea.org/reports/key-world-energy-statistics-2021>.
4. *How green is green chemistry? Chlorophylls as a bioresource from biorefineries and their commercial potential in medicine and photovoltaics*. O.Enge, Aoife A.Ryan and Mathias. s.l. : Royal society of chemistry, Vol. Photochemical y photobiological sciences.
5. *CHLOROPHYLL THERAPY AND ITS RELATION TO PATHOGENIC BACTERIA*. Dannin, Mabel M. Esten and Albert G. s.l. : Butler University, Vols. Vol. 9, No. 12/26 (May, 1950), pp. 212-217 (6 pages).
6. *Microalgae biotechnology*. John R. Benemann, David M. Tillett , Joseph C. Weissman. s.l. : ScienceDirect, 1987, Vols. Volume 5, Issue 2, February 1987, Pages 47-53.
7. Algaeparc.com. [En línea] [Citado el: 10 de 06 de 2023.] <https://www.algaeparc.com/about>.
8. abacus. [En línea] [Citado el: 10 de 06 de 2023.] <https://www.abacus-bbi.eu/Pages/Project.aspx>.
9. *Microalgal production — A close look at the economics*. Niels-Henrik Norsker, Maria J. Barbosa , Marian H. Vermuë , René H. Wijffels. s.l. : ELSEVIER, Vols. Volume 29, Issue 1, January–February 2011, Pages 24-27.
10. Julio Abalde, Angeles Cid, J.Pablo Fidalgo, Enrique Torres y Concepción Herrero. *Microalgas: Cultivo y aplicaciones*. 2016.
11. MANCILLA, C. G. E., y otros. *EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN DE PIGMENTOS VEGETALES*. s.l. : Universidad del Valle de México, Campus Chapultepec.
12. Quimica.es. [En línea] [Citado el: 05 de Junio de 2023.] <https://www.quimica.es/enciclopedia/Clorofila.html>.
13. Rojas, Betriz Gandul. *Degradacion de aceitunas y carotenoides durante la elaboración de aceitunas verdes de mesa*. 1992.
14. Pigmentos en la fotosíntesis. [En línea] [Citado el: 05 de Junio de 2023.] <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/Biology/pigpho.html>.
15. *The biochemistry and molecular biology of chlorophyll*. Benke Kuai, Junyi Chen and Stefan Hörtensteiner. No. 4 pp. 751–767, s.l. : Journal of Experimental Botany, Advance Access publication 11 September 2017, Vol. Vol. 69.
16. Solymosi, Katalin, Mysliwa-kurczel,. *Chlorophylls and their derivatives used in food industry and medicine*. s.l. : Bentham Science Publishers, 2017.
17. *Digestion, absorption, and cancer preventative activity of dietary chlorophyll derivatives*. Mario G. Ferruzzi, Joshua Blakeslee. s.l. : ELSEVIER, Vols. Research, 27(1), 1–12.

18. *Commercial applications of microalgae*. Pauline Spolaore, Claire Joannis-Cassan , Elie Duran , Arsène Isambert. s.l. : ELSEVIER, Vols. Volume 101, Issue 2, February 2006, Pages 87-96.
19. Abreu, Yaniris Lorenzo Acosta y M^a Cristina Obata. *La digestión Anaerobia. Aspectos teoricos. Parte 1*. s.l. : ICIDCA.
20. TSIlifeScience. [En línea] [Citado el: 10 de 06 de 2023.] <https://tecnosolucionescr.net/blog/755-determinacion-del-poder-calorifico-de-combustibles>.
21. Outlook for biogas and biomethane: Prospects for organic growth. [En línea] <https://www.iea.org/reports/outlook-for-biogas-and-biomethane-prospects-for-organic-growth>.
22. Ibrahim I. Enagui, K.A. Al-attab. *Liquid biofuels utilization for gas turbines: A review*. s.l. : ELSEVIER, 2018.
23. Aravena, Scarlet Orietta Caceres. *Aislamiento y caracterización de las principales microalgas presentes en el sistema hidropónico del tipo raiz flotante*. Santiago-Chile : s.n., 2009.
24. *Metabolism of acyl-lipids in Chlamydomonas reinhardtii*. Yonghua Li-Beisson, Fred Beisson and Wayne Riekhof4. *The Plant Journal* (2015) 82, 504–522, s.l. : The plant journal, 2015, Vol. SI Chlamydomonas.
25. *Effect of nitrogen concentration on lipid productivity and fatty acid composition of Monoraphidium sp.* Saumya Dhup, Vibha Dhawan. s.l. : ELSEVIER, Vol. Bioresource Technology.
26. MARIA BLUMREISINGER, DORIS MEINDL and ECKHARD Loo. *CELL WALL COMPOSITION OF CHLOROCOCCAL ALGAE* . s.l. : Institut für Botanik, Universität Regensburg, Universitätsstrape 31, D-8400 Regensburg, West Germany, 1983.
27. Labbé, Alexis Hernández-Pérez y José I. *Microalgae, culture and benefits*. s.l. : Revista de Biología Marina y Oceanografía, 2014.
28. Jessop, Philip G. *Searching for green solvents*. s.l. : Green Chemistry, 2011.
29. Y. García Pacheco, L. Meriño Stand, N. Morales Pinto, J. Palacio, A. Angarita y S, D. Vargas-Barríos. *Obtainment of chlorophyll from sabila peels*. 2021.
30. Ruiz, Ligia Elizabeth Zambrano. *Incidencia de la temperatura de concentracion en la degradacion de la clorofila en la pulpa de kiwi*. 2007.
31. ALGAENERGY, EMPRESA. CO2AlgaeFix. [En línea] [Citado el: 10 de 06 de 2023.] <https://www.co2algaefix.es/?q=node/34>.
32. Y. Sánchez-Borroto, I. Tobío-Pérez, T. de J. Romero-López, Y. Díaz-Domínguez, E. Ahmed Melo-Espinosa y R. Piloto-Rodríguez. *Evaluación de las condiciones experimentales básicas para la producción de biomasa a partir de la microalga Chlorella vulgaris*. 2018.
33. Fernandez, Nazira Quizena. *Cultivo y floculación de microalgas de agua dulce usando polímeros a escala de laboratorio*. s.l. : Ilustración 8 , 2013.
34. Ingeniería Servirent Shop. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.] <https://ingenieriaservirentshop.com/products/nitrato-de-sodio-25-kg>.
35. Almacenes Antonio Guerrero. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.] <https://www.almacenesantonioguerrero.es/productos/fosfato-diamonico/>.

36. Equipamiento pedagógico científico. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.]
[https://www.ibdciencia.com/es/reactivos-quimicos/5335-cloruro-de-aluminio-6-hidrato-500g.html#:~:text=17%2C43%20%E2%82%AC%20\(IVA%20inc.\)](https://www.ibdciencia.com/es/reactivos-quimicos/5335-cloruro-de-aluminio-6-hidrato-500g.html#:~:text=17%2C43%20%E2%82%AC%20(IVA%20inc.)).
37. Bioethanol Premium. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.]
<https://bioethanolpremium.com/bio-etanol-premium/5-pack-20-litros-4-garrafas-etanol-de-5-litros.html>.
38. La tienda del agricultor. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.]
<https://www.latiendadelagricultor.com/8-abonos-y-fertilizantes>.
39. Sigma Aldrich. [En línea] [Citado el: 07 de 06 de 2023.]
<https://www.sigmaaldrich.com/ES/es/search/chlorophyll-a?focus=products&page=1&perpage=30&sort=relevance&term=chlorophyll%20a&type=product>.
40. España, Gobierno de. *ACTUALIZACIÓN DEL PROGRAMA DE ESTABILIDAD* . s.l. : Catálogo de publicaciones de la Administración General del Estado , 2023.
41. Luis Arellano, Antonio David Dorado, Marc Fortuny, David Gabriel, Xavier Gamisans, Armando Gonzalez-Sanchez, Sergio Hernandez, Javier Lafuente. *Purification and use of biogas*. 2017.
42. Sternberg ED, Dolphin D, Brückner C. *Porphyrin-based photosensitizers for use in photodynamic therapy*. 1998.

ANEXOS

ANEXO 1

Tabla 4. Coste de los equipos según Super Pro Designer

Name	Description	Unit Cost (\$)
P-101	Centrifugal Pump Pump Power = 0.01 kW	12,000
P-102	Centrifugal Pump Pump Power = 0.01 kW	12,000
R-101	Raceway Pond Vessel Volume = 8357.90 m ³	198,000
CL-101	Clarifier Surface Area = 117.54 m ²	221,000
P-103	Centrifugal Pump Pump Power = 12.44 kW	73,000
P-104	Centrifugal Pump Pump Power = 12.42 kW	73,000

Name	Description	Unit Cost (\$)
DC-101	Decanter Centrifuge Throughput = 195.58 L/h	339,000
T-101	Blending Tank Vessel Volume = 143.36 L	190,000
CL-102	Clarifier Surface Area = 0.10 m ²	3,000
V-101	Flash Drum Vessel Volume = 8.24 L	1,000
V-102	Flash Drum Vessel Volume = 0.49 L	1,000
HX-103	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.00 m ²	10,000
SG-101	Steam Generator Throughput = 88.93 kg/h	82,000
AD-101	Anaerobic Digester Vessel Volume = 44053.65 L	633,000
TB-101	Multi-Stage Steam Turbine Turbine Delivered Shaft Power = 1.89 kW	40,000
FDR-101	Freeze Dryer Sublimation Capacity = 373.73 kg	2,789,000
HG-101	Homogenizer Rated Throughput = 70.38 L/h	30,000
P-105	Centrifugal Pump Pump Power = 0.00 kW	12,000
P-106	Centrifugal Pump Pump Power = 0.01 kW	12,000
HX-101	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.31 m ²	10,000
HX-102	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.16 m ²	10,000
G-101	Centrifugal Compressor Compressor Power = 2.01 kW	95,000
P-107	Centrifugal Pump Pump Power = 0.01 kW	12,000

ANEXO 2

Tabla 5. Costes de los equipos utilizados para el cálculo

Equipo	Coste unitario (\$)
Bombas Centrífugas	
P-101	12.000
P-102	12.000
P-103	73.000
P-104	73.000
P-105	12.000
P-106	12.000
P-107	12.000
Bombas Tornillo	
SC-101	14.138
SC-102	29.210
SC-103	27.882
Compresores	
G-101	95.000

Equipo	Coste unitario (\$)
Estanque de Cultivo	
R-101	198.000
Sonicador	
HG-101	30.000
Liofilizador	
FDR-101	257.790
Tanque Mezclador	
T-101	19.000
Digestor Anaerobio	
AD-101	63.000
Generador electrico	
TB-101	40.000

Equipo	Coste unitario (\$)
Clarificadores	
CL-101	221.000
CL-102	3.000
Separadores Centrífugos	
DC-101	339.000
Cámaras Flash	
V-101	1.000
V-102	1.000
Cambiadore de Calor	
HX-101	10.000
HX-102/103	10.000
Quemador	
SG-101	82.000

Los costes de mezcladores, divisores y las tolvas entran dentro del apartado de "tuberías y estructuras" del capital inmovilizado.

ANEXO 3

Tabla 6. Cálculo del VAN y del TIR

Tramite del proyecto													Año
0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
691.615	4.149.689	2.074.845											Inmovilizado
		691.615										691.615	Circulante
691.615	4.232.683	2.878.224											Inversion
			4.996.980	5.096.919	5.198.858	5.302.835	5.408.892	5.517.069	5.627.411	5.739.959	5.854.758		Costes anuales
													Costes del catalizador
			4.996.980	5.096.919	5.198.858	5.302.835	5.408.892	5.517.069	5.627.411	5.739.959	5.854.758		Coste total
			10.778.560	10.994.131	11.214.013	11.438.294	11.667.060	11.900.401	12.138.409	12.381.177	12.628.800		Ventas
			5.781.580	5.897.211	6.015.156	6.135.459	6.258.168	6.383.331	6.510.998	6.641.218	6.774.042		MB
			780.252	780.252	780.252	780.252	780.252	780.252	780.252	780.252	780.252		Amortización
			5.001.328	5.116.959	5.234.903	5.355.207	5.477.916	5.603.079	5.730.746	5.860.966	5.993.790		BAI
			1.250.332	1.279.240	1.308.726	1.338.802	1.369.479	1.400.770	1.432.686	1.465.241	1.498.448		Impuestos
			3.750.996	3.837.719	3.926.178	4.016.405	4.108.437	4.202.309	4.298.059	4.395.724	4.495.343		BDI
-691.615	-4.232.683	-2.878.224	4.531.248	4.617.972	4.706.430	4.796.657	4.888.689	4.982.562	5.078.312	5.175.976	5.275.595	691.615	FNC
1,0000	0,9091	0,8264	0,7513	0,6830	0,6209	0,5645	0,5132	0,4665	0,4241	0,3855	0,3505	0,3186	F.act
-691.615	-3.847.894	-2.378.698	3.404.394	3.154.137	2.922.323	2.707.588	2.508.670	2.324.402	2.153.700	1.995.563	1.849.064	220.370	FNCA
-691.615	-4.539.508	-6.918.206	-3.513.813	-359.676	2.562.647	5.270.235	7.778.905	10.103.307	12.257.007	14.252.570	16.101.633	16.322.003	VAN
												31%	TIR