



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA Y MATERIALES

ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA PARA LA PRODUCCIÓN
DE MICOPROTEÍNA PROVENIENTES DE LA
FERMENTACIÓN DE ALGAS CON EL HONGO
PARANDENDRYPHIELLA SALINA

MEMORIA PARTA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

ALEJANDRO JAVIER CAMPUSANO MUÑOZ

PROFESORA GUÍA:

MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

FELIPE DÍAZ ALVARADO

CATALINA LANDETA SALGADO

SANTIAGO DE CHILE

2023

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL
TÍTULO DE: Ingeniero Civil Químico
POR: Alejandro Javier Campusano Muñoz
FECHA: 2023
PROFESORA GUÍA: María Elena Lienqueo Contreras

ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA PARA LA PRODUCCIÓN DE MICOPROTEÍNAS
PROVENIENTES DE LA FERMENTACIÓN DE ALGAS CON EL HONGO
PARADENDRYPHIELLA SALINA

Ante la necesidad de encontrar alimentos cuya producción sea menos intensiva en el uso de materias primas, y con emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) menores que las asociadas al consumo de carne, surgen alternativas de producción de fuentes proteicas de origen no animal, con alto valor nutricional provenientes de vegetales, bacterias y hongos. Una alternativa que destaca es el proceso de producción de micoproteínas a partir de la fermentación de algas con el hongo *Paradendryphiella salina* desarrollado por el Centro de Biotecnología y Bioingeniería (CeBiB).

En este contexto, el presente informe tiene como propósito evaluar el desempeño de impactos ambientales del proceso desarrollado, a través de un Análisis de Ciclo de Vida (ACV) y compararlo con los impactos del producto con mayor similitud del mercado, es decir, la micoproteína proveniente del hongo *Fusarium venenatum*. La comparación de los procesos productivos se realiza en un escenario de escala industrial, para lo cual, las etapas que componen cada proceso se definen y caracterizan según las tecnologías más utilizadas en la industria de alimentos. Lo anterior con el fin de identificar las etapas con mayores impactos, con miras al diseño del proceso a gran escala.

La comparación de impactos ambientales se lleva a cabo bajo las categorías de “potencial de calentamiento global” y “uso de agua”, para 1 kg de producto generado por cada sistema en estudio. Así, con la categoría de potencial de calentamiento global para los sistemas de la micoproteína propuesta por el CeBiB y la micoproteína comercial, respectivamente se obtienen emisiones de GEI de 39,97 y 74,27 kg CO₂eq por kilogramo de producto. Respecto a la categoría de uso de agua, se obtiene que para la misma cantidad de producto generada por los sistemas mencionados, se consumen 2,13 y 6,29 m³eq de agua.

En ambos casos de estudio la etapa con mayores impactos es la generación de vapor, la que abastece principalmente las etapas de esterilización de los flujos que son alimentados hacia los fermentadores de cada sistema. Dicha etapa, bajo la categoría de potencial de calentamiento global en los sistemas de micoproteína propuesta y comercial, representa el 89,9% y 86,4% del total de las emisiones respectivamente. Respecto al uso de agua, la generación de vapor representa en cada sistema, el 78,3% y 47,5% del total del consumo.

Se concluye que el análisis de impacto para el caso de la micoproteína a partir de algas, es preciso en la distribución de porcentajes total, pero no en la magnitud de los impactos. Esto se debe a que la concentración del alga y la cinética de crecimiento microbiano en el fermentador, no están caracterizadas, por lo que un cambio en dichas variables causaría una variación en la cantidad de producto que se genera por unidad de tiempo.

Tabla de contenido

1	Introducción	1
1.1	Contexto y antecedentes generales	1
1.2	Propósito de la memoria	2
1.3	Objetivos	2
1.3.1	Objetivo general	2
1.3.2	Objetivos específicos	2
2	Metodología	2
2.1	Revisión de Antecedentes	2
2.2	Realización análisis de ciclo de vida	3
2.3	Recomendaciones al proceso	3
3	Antecedentes	3
3.1	Micoproteínas comerciales	3
3.1.1	Proceso productivo	3
3.1.2	Escala de producción	4
3.2	Micoproteínas a partir de algas	5
3.2.1	Proceso productivo	5
3.2.2	Escala factible.....	5
3.2.3	Composición alga	6
3.3	Tecnologías industria de alimentos.....	6
3.3.1	Lavado	6
3.3.2	Secado.....	7
3.3.3	Molienda.....	8
3.3.4	Mezcla	9
3.3.5	Esterilización medio de cultivo	10
3.3.6	Esterilización de gases.....	11
3.3.7	Fermentación	12
3.3.8	Enfriamiento de agua.....	15
3.3.9	Reducción de RNA.....	16
3.3.10	Generación de vapor.....	17
3.3.11	Centrífuga.....	18
3.3.12	Congelación de producto	20
3.4	Análisis de ciclo de vida	21
3.4.1	Definición objetivos y alcance del estudio.....	21

3.4.2	Análisis de inventario del ciclo de vida.....	23
3.4.3	Evaluación de impacto.....	23
3.4.4	Interpretación.....	25
3.5	Estudios de referencia.....	26
3.5.1	Desempeño de impactos ambientales de sustitutos de la carne: cuna a la tumba. ..	26
3.5.2	Cuantificación GEI sustitutos de carne: Cuna a la puerta.	28
4	Objetivos y Alcances.....	28
4.1	Objetivo del análisis de ciclo de vida	28
4.2	Alcances del análisis de ciclo de vida.....	29
4.2.1	Casos de estudio	29
4.2.2	Unidad funcional	32
4.2.3	Límites del sistema	32
4.2.4	Selección de categorías de impacto	33
4.2.5	Calidad de los datos.....	36
5	Análisis de Inventario.....	37
5.1	Modelamiento proceso micoproteínas comerciales.....	37
5.1.1	Modelamiento flujos materiales y energéticos etapas <i>Foreground</i>	37
5.1.2	Modelamiento sistema <i>background</i>	49
5.2	Modelamiento Micoproteínas a partir de alga	51
5.2.1	Modelamiento etapas <i>Foreground</i>	51
5.2.2	Modelamiento etapas <i>Background</i>	66
6	Evaluación de Impacto: Potencial calentamiento global.....	69
6.1	Emisiones micoproteínas comerciales	69
6.2	Emisiones micoproteínas a partir de algas.....	71
6.3	Factores de emisión	73
6.4	Cuantificación de impactos.....	73
6.5	Discusión de resultados	76
7	Evaluación de impacto: Uso de agua	78
7.1	Uso agua micoproteínas comerciales.....	78
7.2	Uso agua micoproteínas a partir de algas	80
7.3	Factores de caracterización	82
7.4	Cuantificación de impactos.....	82
7.5	Discusión de resultados	85
8	Interpretación del Análisis de Ciclo de Vida	86

8.1	Identificación de problemas significativos	86
8.2	Evaluación – Verificación de Integridad	87
8.3	Limitaciones y recomendaciones	87
9	Conclusiones	89
10	Bibliografía.....	91
Anexo A: Modelamiento caso micoproteína comercial		96
Anexo A.1: Balance de masa y aspectos energéticos sistema <i>foreground</i>		96
Anexo A.1.1: Fermentación		96
Anexo A.1.2: Reducción de RNA.....		103
Anexo A.1.3: Centrifugación		104
Anexo A.1.4: Congelación		106
Anexo A.1.5: Separación		107
Anexo A.1.6: Esterilización		107
Anexo A.1.7: Mezclado		110
Anexo A.1.8: Generación de vapor.....		111
Anexo A.2: Etapas sistema <i>background</i>		113
Anexo B: Modelamiento caso micoproteína a partir de algas.....		113
Anexo B.1: Balance masa y aspectos energéticos foreground micoproteínas a partir de algas		113
Anexo B.1.1: Fermentación		113
Anexo B.1.2: Centrifugación		118
Anexo B.1.3: Separación.....		119
Anexo B.1.4: Esterilización		119
Anexo B.1.5: Mezclado.....		122
Anexo B.1.6: Molienda		122
Anexo B.1.7: Secado.....		124
Anexo B.1.8: Lavado		126
Anexo C: Impactos potencial calentamiento global		128
Anexo C.1: Micoproteínas comerciales		128
Anexo C.2: Micoproteínas a partir de algas.....		129
Anexo D: Impactos uso de agua.....		130
Anexo D.1: Micoproteínas comerciales.....		130
Anexo D.2: Micoproteína a partir de alga		132

1 Introducción

1.1 Contexto y antecedentes generales

La producción de alimentos se encuentra entre las actividades humanas con mayores impactos al medioambiente. Sólo la agricultura concentra entre el 70% a 85% de la huella hídrica mundial y el 30% de las emisiones de gases de efecto invernadero, de las cuales se relacionan en gran medida con la producción de carne [1]. Sumado a lo anterior se proyecta que para el 2050 la población mundial aumentará a 9,7 billones [2], lo que implicará un incremento de alrededor de un 70% en la producción de alimentos. Lo anterior anima a identificar y desarrollar nuevas maneras para producir alimentos nutritivos de manera más sustentable con un menor uso de recursos. Ejemplos para tales requerimientos, son nuevos recursos proteicos investigados y desarrollados, tales como proteína de base vegetal, proteínas derivadas de algas, insectos, bacterias y hongos.

Entre los alimentos mencionados anteriormente, destacan los de origen fúngico [3] debido a su alto valor nutricional, con un porcentaje proteico que ronda entre el 20% a 30% de peso en masa seca, los que además todos los amino ácidos esenciales. Esto los hace uno de los mejores candidatos para sustitución de la carne en cuanto a criterios nutritivos, porque además contienen una alta cantidad de vitaminas del complejo B y D absorbibles por humanos. Uno de los más exitosos productos alimenticios provenientes de hongos como sustitutos de la carne, corresponde a la micoproteína vendida bajo el nombre de *Quorn*. Esta se obtiene de la biomasa generada por el crecimiento del micelio que se da por la fermentación del hongo *Fusarium venenatum*, alimentado con glucosa como fuente de carbono.

Esta glucosa, materia prima de la micoproteína mencionada, corresponde a un derivado de jarabes de trigo o maíz. Con el fin de evitar materias primas provenientes de la agricultura, urge la búsqueda de nuevas fuentes de carbono para la producción de micoproteínas, en ese contexto destacan microalgas y macroalgas debido a su gran capacidad de generar grandes cantidades de biomasa en poco tiempo, además de no requerir agua fresca ni uso de tierra para su crecimiento [4].

Ante tales antecedentes, en el Centro de Biotecnología y Bioingeniería (CeBiB) de la Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas (FCFM) de la Universidad de Chile, en los últimos años se ha comenzado a desarrollar un proceso para la producción de micoproteína a partir de algas [5], a través de la fermentación de estas últimas mediante el hongo *Paradendryphiella salina*. Dicho proceso aumenta el valor nutricional del alga, en este caso de la *Macrocystis pyrifera*, dado que se genera una biomasa rica en proteínas y nutrientes asociada al crecimiento del hongo, pero además a través de la actividad metabólica del microorganismo, se logra mejorar la digestibilidad de proteínas, nutrientes y componentes bioactivos del alga, que de manera natural los seres humanos no pueden asimilar. Así, con este proceso, se logra un alimento con cualidades nutritivas comparables a las de la micoproteína comercial, tal como se expone en la Tabla 1.

Tabla 1: Composición nutricional *Quorn* y *Macrosystis pyrifera* Fermentada (MpF) [5].

Composición Nutricional	Composición Quorn	MpF
-------------------------	-------------------	-----

Proteína (g)	45,0	31,1
Grasa (g)	13,0	1,2
Fibra (g)	25,0	6,6
Carbohidratos (g)	10,0	30,2
Energía (Kcal)	340,0	257,0

1.2 Propósito de la memoria

Dado el potencial de la micoproteína proveniente de la fermentación de *M. pyrifer* con el hongo *P. salina*, como alimento nutritivo y de bajos requerimientos en materias primas para su producción, se pretende en este trabajo de memoria de título, evaluar los impactos ambientales asociados a la producción de este alimento, así como también los asociados a los de la micoproteína que actualmente se vende en el mercado. La herramienta de evaluación ambiental más pertinente para lograr dicho cometido corresponde a un Análisis de Ciclo de Vida (ACV), el cual permite obtener resultados cualitativos para comparar de los distintos impactos que están asociados a determinada actividad.

Además, se pretende comparar estos resultados de impactos con las fuentes proteicas alternativas a la carne más comunes. De esta forma se espera establecer con criterios cuantitativos, si efectivamente la producción de micoproteína proveniente de algas, es una opción más sustentable en comparación a la micoproteína comercial.

1.3 Objetivos

A continuación, se presenta el objetivo general de esta memoria, así como también los objetivos específicos.

1.3.1 Objetivo general

Evaluar los impactos ambientales, a través de un análisis de ciclo de vida de los procesos de producción de micoproteínas a partir de algas a mediana escala, así como también de micoproteína comercial.

1.3.2 Objetivos específicos

- Identificar y caracterizar las etapas asociadas a los procesos de producción de micoproteínas a partir de algas y micoproteína comercial a partir de glucosa.
- Establecer un análisis de ciclo de vida para cada proceso de acuerdo con las normas ISO 14.040 y 14.044.
- Identificar las etapas con mayores impactos, generación de recomendaciones para el proceso y proyecciones de ampliación del estudio.

2 Metodología

2.1 Revisión de Antecedentes

Esta etapa tiene como fin brindar el sustento teórico, que será la base de todo el estudio y que contempla las siguientes revisiones:

- Revisión bibliográfica y análisis del estado del arte de los actuales procesos de producción de micoproteína comercial.

- Revisión bibliográfica y análisis del estado del arte de los procesos propuestos para la producción de micoproteínas a partir de algas.
- Revisión del contexto chileno, con tal de indagar acerca de la factibilidad de instalación de plantas productivas a escala industrial para la micoproteína a partir de alga propuesta en este estudio.

Revisión bibliográfica y análisis del estado del arte de estudios de ACV aplicados a la industria de alimentos, además de la revisión del estado del arte de las principales categorías de impacto.

2.2 Realización análisis de ciclo de vida

Esta etapa consiste en ejecutar las etapas expuestas en la sección 3.3 referentes a la estructura de un ACV, para ello se propone lo siguiente:

- Definición de objetivos y alcances: Es la base para el análisis de ciclo de vida, en la que se definen objetivos, se establece la unidad funcional, límites del sistema y los principales impactos a estudiar.
- Realización del análisis de inventario del ciclo de vida: Se recopilan y calculan los datos necesarios para establecer los flujos elementales de entrada y salida asociados a cada sistema, modelando las operaciones unitarias definidas en los alcances. La recopilación de datos se realiza de manera bibliográfica, y además con la base de datos *Ecoinvent*, la que requiere del uso del software *OpenLCA*. Los cálculos para obtener el resultado, referente a las magnitudes de los flujos elementales, se realizarán en *Excel*.
- Evaluación de impacto: Correspondiente a la fase final del ACV, en la que se calcularán los indicadores de impacto definidos para las categorías escogidas.

2.3 Recomendaciones al proceso

Ante los resultados obtenidos del ACV, se realizarán las recomendaciones para el proceso propuesto, identificando sus etapas más críticas. Además de establecer proyecciones para el análisis de ciclo de vida con miras a ampliar sus alcances y productos a comparar.

3 Antecedentes

3.1 Micoproteínas comerciales

3.1.1 Proceso productivo

La producción de micoproteínas comerciales, se realiza a partir del crecimiento del organismo *Fusarium venenatum* a través de fermentación continua, en fermentadores airlift de 155 m³ y 50 m de altura. Las principales entradas para llevar a cabo el proceso corresponden a glucosa como fuente de carbohidratos, amoníaco como fuente de nitrógeno, además de oxígeno requerido por el organismo [6].

El proceso de producción, esquematizado en la Figura 1, comienza con un inóculo liofilizado el cual es introducido junto con la llenada inicial del fermentador, cuyo medio de cultivo debe ingresar previo a una esterilización. Luego de la inoculación del fermentador, el cultivo se debe hacer crecer alrededor de 4 días antes de comenzar con el régimen continuo [6], y así alcanzar un crecimiento exponencial perpetuo alcanzando una tasa de producción específica, la cual puede ser controlada mediante el suministro de nutrientes, como la fuente de carbono correspondiente a jarabe de glucosa. Al ser un proceso aeróbico se requiere ingreso de oxígeno y aire, además como fuente de

nitrógeno se utiliza amoníaco o sales de amonio, lo cual permite mantener las condiciones de crecimiento adecuadas. Luego de seis semanas de producción continua, de la cual se obtienen alrededor de 1500 toneladas de micoproteína, la fermentación debe ser terminada, con el fin de evitar el crecimiento de variantes que suplanten al inóculo original.

En régimen continuo, la micoproteína producida sale del fermentador con una tasa de crecimiento de específico de 0,19 1/h, para ingresar a una etapa de tratamiento térmico, en la cual se eleva la temperatura de la suspensión hasta 68 °C, en contenedores que aseguren un tiempo de residencia de 20 a 30 minutos. Este tratamiento tiene como fin activar las nucleasas propias del organismo, y así hacer descender el contenido de ARN en el micelio desde aproximadamente un 10% a un 2% en masa seca, con tal de cumplir con las condiciones nutritivas requeridas para el producto. Luego, la micoproteína es centrifugada, obteniendo una pasta con un contenido de agua del 75%, la que finalmente, al pasar por un proceso de congelado, queda lista para ser usada posteriormente en la manufactura de productos alimenticios.

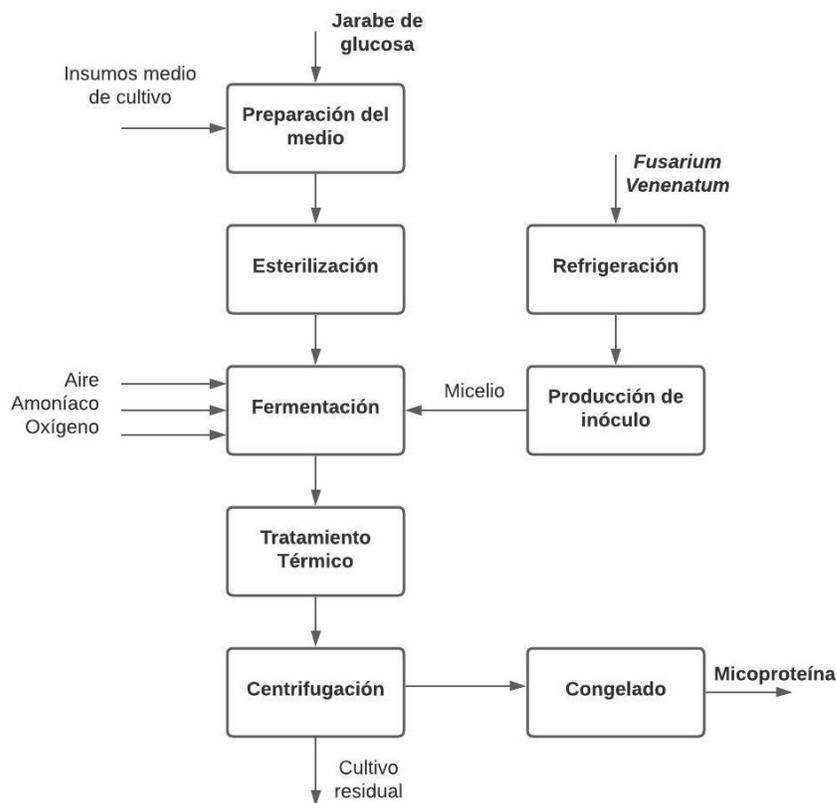


Figura 1: Diagrama de bloques proceso micoproteína comercial [6].

3.1.2 Escala de producción

Han existido diversas escalas de producción para este producto, hasta 1994 la industria era capaz de producir 1.000 toneladas por año [3], producción asociada a un fermentador airlift de 40 m³ y 40 metros de altura. De 1994 en adelante, los avances técnicos permitieron la confección de los fermentadores actuales con capacidad de 155 m³. Así empresas dedicadas a las micoproteínas llegan a producciones de 10.000 a 14.000 toneladas por año, utilizando más de un fermentador.

3.2 Micoproteínas a partir de algas

3.2.1 Proceso productivo

Las micoproteínas a partir de algas, propuestas como alternativa en este estudio, tienen un proceso productivo similar a las comerciales. En este caso el microorganismo con que se inocula el cultivo corresponde *Paradendryphelia salina*, cuya fuente principal de alimentación como fuente de carbono corresponde a los polisacáridos presentes en el alga *Macrocystis pyrifera*. Para el proceso de producción de micoproteínas, propuesto como alternativa a la comercial, se tiene como antecedente el proceso de laboratorio propuesto y desarrollado por el CEBIB [5]. Como se muestra en la Figura 2, dicho proceso comienza con la etapa de molienda del alga a un tamaño adecuado que permita su incorporación al medio de cultivo, al cual además se le añade levadura nitrogenada como fuente de nitrógeno. Una vez listo el sustrato, se esteriliza a 121 °C alrededor de 20 a 30 minutos. Luego, el medio de cultivo es inoculado con el microorganismo para comenzar con el crecimiento de la micoproteína, en fermentador batch, cuyo tiempo de incubación es de 8 días a una temperatura de 25 °C. Finalmente, es necesario separar la parte sólida del cultivo, compuesta por el micelio y alga hidrolizada, a través de una centrifugación.

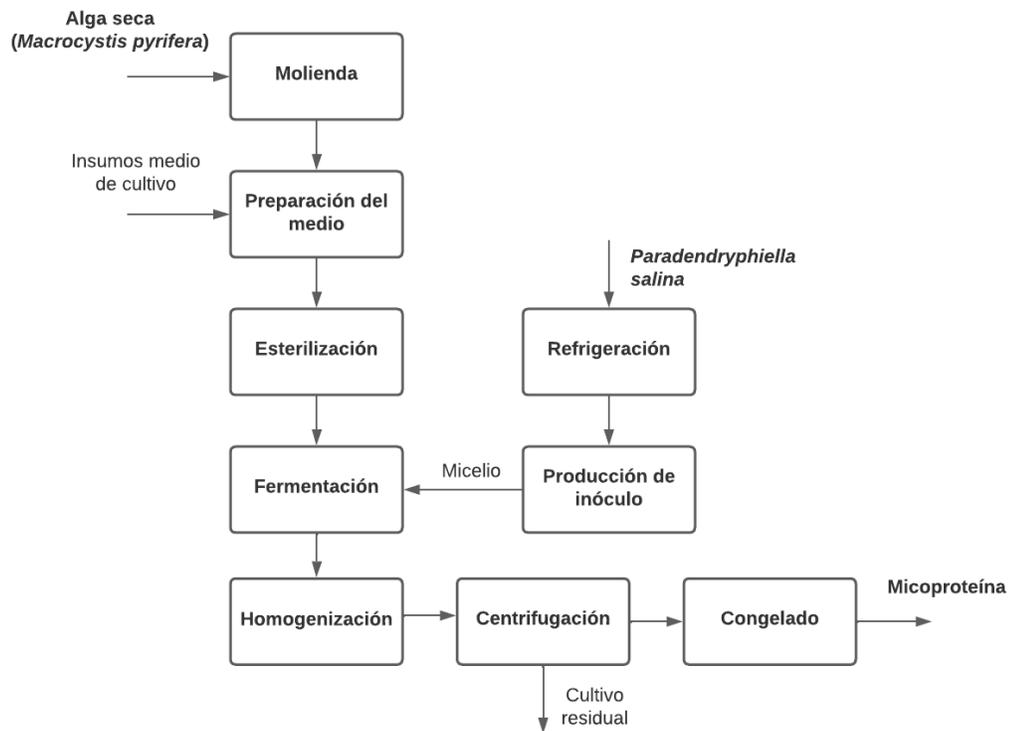


Figura 2: Diagrama de bloques proceso de producción micoproteínas a partir de algas [5].

3.2.2 Escala factible

Este apartado tiene como finalidad dar cuenta de la información recopilada acerca de los antecedentes productivos que podrían dar origen a una producción de la micoproteína proveniente

de *P. salina*, a una escala comparable a la de la micoproteína comercial, proveniente de *F. venenatum*. Esto significa poder lograr una producción equivalente a la que la industria de micoproteína comercial conseguía en sus inicios (sección 3.1.2), es decir, 1.000 toneladas anuales. Para lo anterior, cabe tener en cuenta que el rendimiento de la producción micoproteína en masa seca, es de 564 g por 1 kg de *M. pyrifera* [7]. Así, para lograr la escala requerida se necesitaría aproximadamente 1800 toneladas al año.

Acorde a este requerimiento, los antecedentes encontrados respecto a la producción de algas nacional, señalan que desde el año 2006 al 2016 se produjeron anualmente, más de 300.000 toneladas de alga en masa seca [8]. De esta forma, el flujo necesario para lograr la escala impuesta equivale a menos del 1% de la producción nacional anual.

Adicionalmente, cabe mencionar, que para la producción de *M. pyrifera* en particular, hay ejemplos de plantas de cultivo de esta alga, que alcanzan 1300 toneladas anuales [8]. Así, en el caso hipotético de la instalación de una planta productiva de micoproteína en base a *M. pyrifera*, se necesitaría más de un proveedor. Luego, en vista de la información recopilada asociada al mercado de algas a nivel nacional, la producción de micoproteína a escala comercial, es factible, dadas las condiciones favorables respecto a la materia prima del proceso.

3.2.3 Composición alga

La composición del sustrato asociado corresponde a la de la Tabla 2

Tabla 2: Composición *M. pyrifera* [9].

Macromolécula	gr/100gr peso seco
Proteínas	13,2
Lípidos	0,7
Carbohidratos solubles y Carragenano	75,3
Cenizas	10,8

El polisacárido con mayor presencia en algas pardas, como la *M. pyrifera* corresponde al ácido algínico, con concentraciones de hasta el 20% en peso seco del alga [10]. Con lo anterior, se tomara que la composición de carbohidratos de la Tabla 2, corresponde en su totalidad a dicho compuesto con formula química $(C_6H_8O_6)_n$.

3.3 Tecnologías industria de alimentos

En la presente sección se recopilan los antecedentes del tipo de tecnología y equipos que actualmente se utilizan con mayor frecuencia en la industria de alimentos, con los cuales se realizan las operaciones unitarias que componen los procesos estudiados en este informe. Además, se identifican los principales requerimientos energéticos y materiales, así como también emisiones y corrientes residuales asociadas a estos equipos.

3.3.1 Lavado

El lavado suele ser la primera etapa en donde a la cual la materia prima se expone. Para frutas, verduras y algas se utiliza el lavado húmedo que contempla, remojo, lavado, enjuague y sanitización. Con esto se evita que piedras y materiales externos asociados a la producción de la materia prima, ingresen a las siguientes etapas y puedan causar daño a los equipos [11]. Los equipos de lavado más utilizados para frutas verduras y algas, corresponde a las lavadoras de remojo, cuyo

esquema se presenta en la Figura 3. Consisten en un estanque de remojo, seguido de un elevador que inyecta agua a presión en forma de *spray*. Frecuentemente, son seguidos de un tambor rotatorio. Para el correcto funcionamiento de la etapa, y una adecuada limpieza de la materia prima, es importante reemplazar continuamente cierta cantidad del agua en el estanque de remojo. Dado el requerimiento de esta etapa, el lavado de vegetales, frutas y algas emplea grandes cantidades de agua y libera importantes efluentes.

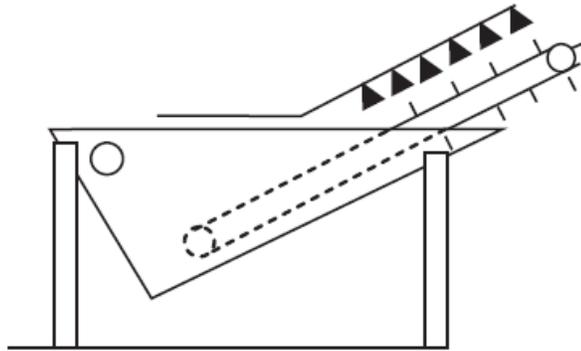


Figura 3: Esquema básico de una lavadora de remojo [11].

Caracterización flujos de la etapa

De lo recopilado en este apartado en la Tabla 3, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual está presente solo en el proceso de producción de micoproteínas a partir de algas.

Tabla 3: Flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de lavado.

Salidas de la etapa	
Producto	Alga sucia
Residuos	Aguas residuales
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	Agua
Materiales	Alga lavada
Energía	Potencia eléctrica bomba estanque remojo.
	Potencia eléctrica bombeo <i>spray</i> y elevador.

3.3.2 Secado

El método más extendido para secado continuo de alimentos sólidos corresponde a los secadores de correa, que se usan principalmente para el secado de vegetales [12]. La correa corresponde a una malla metálica que permite la circulación de aire a través de los sólidos. En esta aplicación el

calor es transferido por elementos de irradiación, donde los más comunes corresponden a circuitos de tuberías por donde circula vapor que calienta el entorno. El aire circula por medio de sistemas de extracción que retiran la humedad. En la Figura, se presenta el esquema de una secadora de correa.

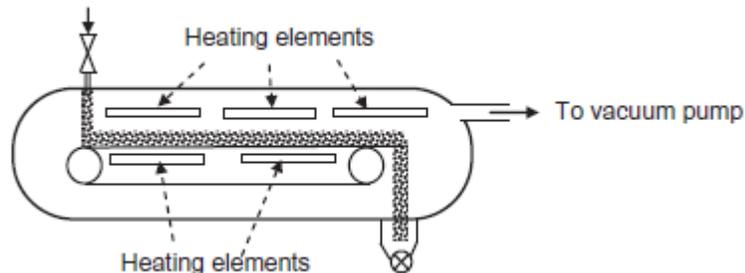


Figura 4: Esquema básico de secadora de correa [12].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 4, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de secado, la cual está presente solo en el proceso de producción de micoproteínas a partir de algas.

Tabla 4: Flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de secado

Salidas de la etapa	
Producto	Alga seca
Residuos	-
Emisiones	Vapor de agua
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Alga húmeda
Energía	Potencia eléctrica para bombas extractoras de aire y movimiento correa
	Suministro de vapor

3.3.3 Molienda

La reducción de tamaño de materias primas, en la industria de alimentos, juega un papel clave, ya que permite una adecuada transferencia de masa y calor, además de una correcta disolución del material [13]. La variedad de equipos utilizados para este propósito es extensa y se clasifican principalmente por el tipo de acción con la cual se procesa el producto, es decir, por impacto, presión, desgaste o corte.

El tamaño requerido para la trituración del alga es tal que se debe obtener polvo de esta materia prima, por lo que el tipo de molino más adecuado corresponde a molinos de impacto. Los más representativos de esta clase son los molinos de martillo, cuyo esquema se presenta en la Figura 5. La acción trituradora se lleva a cabo por martillos que van insertos en un rotor de alta velocidad,

esta estructura va inserta en una cámara cilíndrica. La trituración de la materia prima es producto del impacto entre las partículas, los martillos y las paredes de la cámara.

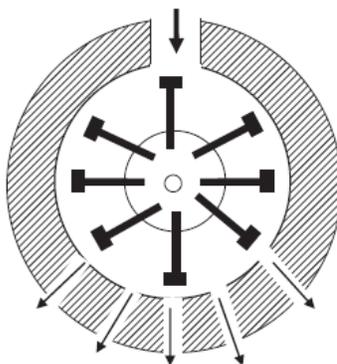


Figura 5: Estructura básica de un molino de martillo [13].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 5, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual está presente solo en el proceso de producción de micoproteínas a partir de algas.

Tabla 5: Flujos materiales y energéticos asociados a la molienda.

Salidas de la etapa	
Producto	Alga seca molida
Residuos	-
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Alga seca
Energía	Corriente eléctrica asociada al motor

3.3.4 Mezcla

Para el procesamiento de alimentos, la mezcla o agitación tiene como fin lograr efectos en la transferencia de masa y calor, acelerar reacciones, así como también conseguir cambios de textura [14]. En el caso particular de los procesos estudiados, con tal de lograr homogeneidad entre las materias primas, se requiere la mezcla de fases líquido-líquido para el caso de micoproteína comercial, y mezcla sólido-líquido en el caso de micoproteína a partir de algas.

En mezclas líquido-líquido la manera más simple combinar fluidos consiste en revolver con uno o dos pares de espas montadas sobre un eje, dicha acción se realiza en recipientes o estanques con fondo cóncavo [14]. En líquidos de baja viscosidad, se utilizan mezcladores de hélice, cuyo eje se acopa directamente a un motor.

En el caso de mezclas sólido-líquido, la tarea principal consiste en evitar aglomeraciones en todo el volumen de mezcla, además de mantener las partículas sólidas en suspensión, ambas acciones con el mínimo requerimiento de energía [15]. Las consideraciones para realizar este tipo de mezclas

son las mismas que en el caso líquido-líquido, es decir se requiere estanques de fondo cóncavo, con aspas conectadas a un eje a través de un motor. Para mezclas sólido líquido de baja viscosidad, como lo es el caso del medio de cultivo con alga, en donde el principal componente es agua, se utilizan aspas en forma de turbina.

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado, en la Tabla 6 se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 6: Flujos materiales y energéticos asociados a la mezcla.

	<i>Micoproteína comercial</i>	<i>Micoproteína en base alga</i>
Salidas de la etapa		
Producto	Medio de cultivo	Medio de cultivo
Residuos	-	-
Emisiones	-	-
Entradas a la etapa		
Recursos	Agua	Agua
Materiales	Jarabe de glucosa	Alga molida
	Sales de nitrógeno	Sales de nitrógeno
Energía	Corriente eléctrica asociada al motor de las aspas	Corriente eléctrica asociada al motor de las aspas

3.3.5 Esterilización medio de cultivo

Para llevar a cabo la esterilización de medios de cultivo a nivel industrial, usualmente se utilizan sistemas de esterilización continua, dado que presentan la ventaja de tener una eficiencia energética superior que el proceso realizado en modo batch, utilizando entre un 60 y 80% menos de vapor y agua de enfriado. Uno de los sistemas de esterilización continua más usados en la industria [16] corresponden a intercambiadores de calor en espiral, cuyo diagrama de flujo se observa en la Figura 6.

En dicho sistema, primero se eleva la temperatura del medio hasta la temperatura de esterilización requerida, gracias al calor cedido por el vapor alimentado al primer intercambiador de calor. Una vez que el medio alcanza la temperatura, se circula a través de espirales de retención, para mantener la temperatura de esterilización por el tiempo requerido. Luego el flujo esterilizado es introducido a un recuperador de calor, que consiste en un intercambiador de calor en el cual el flujo esterilizado cede calor, para elevar la temperatura del medio sin esterilizar que recién ingresa al sistema. Finalmente, el medio esterilizado ingresa a un tercer intercambiador de calor en el cual se disminuye la temperatura del medio hasta la temperatura de alimentación del reactor, mediante una corriente de agua a baja temperatura.

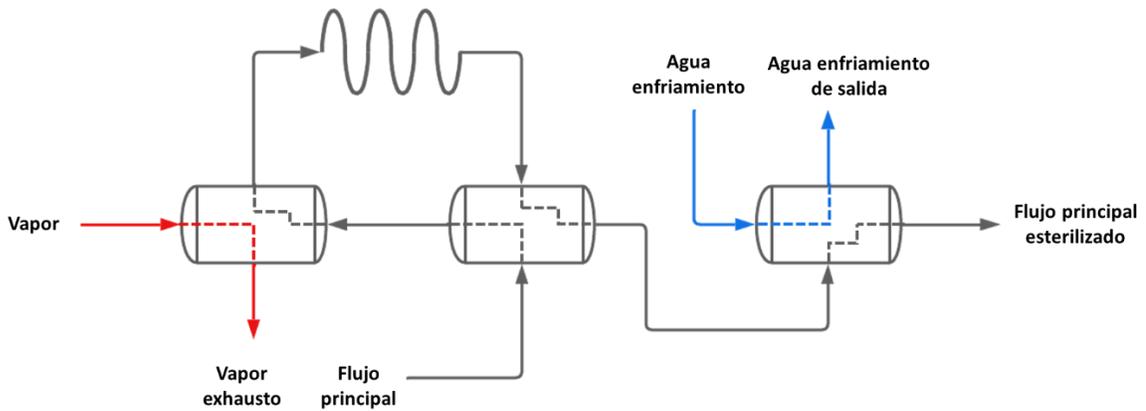


Figura 6: Diagrama de flujo esterilización continua [16].

Caracterización de flujos de la etapa

En la Tabla 7, se presentan los flujos de entrada requeridos para la operación del sistema, así como también las principales salidas. Uno de los flujos esenciales para el funcionamiento del sistema corresponde al vapor utilizado para elevar la temperatura, este proviene del sistema de caldera cuya producción se ve en detalle en la Sección 3.3.10. También, cabe destacar que un requerimiento importante corresponde al agua de enfriado, cuya obtención se describe en la Sección 3.3.8.

Tabla 7: Flujos materiales y energéticos asociados a la esterilización continua.

Salidas de la etapa	
Producto	Medio de cultivo esterilizado
Residuos	Vapor exhausto
	Agua residual de enfriado
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Medio de cultivo
Energía	Vapor saturado a 130 [°C]
	Agua de enfriado a 15 [°C]

3.3.6 Esterilización de gases

El número de células microbianas en el aire es del orden de 10^3 y 10^4 células/m³ [17]. Por dicha razón el aire usado en bioprocesos aeróbicos requiere esterilización. Uno de los métodos más utilizados, a pequeña y gran escala, corresponde a la esterilización a través de filtros, dado que es una alternativa efectiva, y económicamente menos costosa que otros métodos como la esterilización por vapor.

A lo largo de los años diversos materiales se han utilizado para realizar esta operación, tales como cerámica porosa, fibra de algodón, lana de acero, carbón activado, fibra de vidrio, etc. Actualmente el material más utilizado, corresponde a fibra de vidrio, dado que produce una menor caída de presión, y un crecimiento bacteriano más lento en comparación a otras alternativas. Aún así para aplicaciones que requieren grandes volúmenes de aire, como es el caso de la operación en biorreactores airlift, los costos por pérdidas de presión son elevados. Es por lo anterior, que actualmente está la tendencia de utilizar combinaciones de diversos métodos para lograr el objetivo, tales como filtros purificadores de aire junto con el uso de luz ultravioleta.

En adición a la esterilización de los gases de entrada, en los procesos de fermentación también es necesaria la esterilización de los gases exhaustos a la salida de los biorreactores, lo anterior con fines de seguridad para garantizar los niveles adecuados de alergenicos contaminantes liberados al ambiente [16]. Dicho tratamiento de los gases de salida consta de el mismo tipo de filtros utilizados para los gases de entrada, pero con el fin de retirar la humedad del gas con agua saturada y las partículas orgánicas provenientes de la fermentación.

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado, en la Tabla 8 se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 8: Flujos materiales y energéticos esterilización de gases.

Salidas de la etapa	
Producto	Aire esterilizado
Residuos	-
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	Aire
Materiales	-
Energía	Electricidad asociada a compresores de gas

3.3.7 Fermentación

La producción de biomasa resulta conveniente realizarla en reactores airlift, en lugar de estanques agitados continuos [18], dado que en estos últimos se dificulta la extracción del calor generado por el crecimiento celular. Además, la energía asociada a aireación y agitación, en aplicaciones de crecimiento celular, es de hasta dos órdenes de magnitud inferior en reactores airlift que en estanques agitados.

Los fermentadores airlift, constan de un tubo elevador, llamado *riser* por el cual el líquido asciende, conectado hacia otra sección tubular, llamada *downcomer* por donde el líquido desciende. El líquido circula entre estas dos secciones gracias a una corriente de aire o mezcla de gases, que es

inyectada en la base del *riser*, la cual permite mezclar el líquido además de proveer de oxígeno y otros nutrientes al medio de cultivo [19].

En la Figura 7, se presenta el esquema de fermentador airlift utilizado en la producción de micoproteínas [3]. Este tipo de airlift, presenta un intercambiador de calor integrado en la base, para retirar el calor generado por el crecimiento celular y mantener una temperatura de operación de 30 °C. En la parte superior se retira el gas utilizado en la operación, junto con el dióxido de carbono generado en la fermentación, esta corriente luego es esterilizada antes de ser liberada al ambiente. En la parte inferior del *downcomer*, se alimenta el sustrato y medio de cultivo esterilizado.

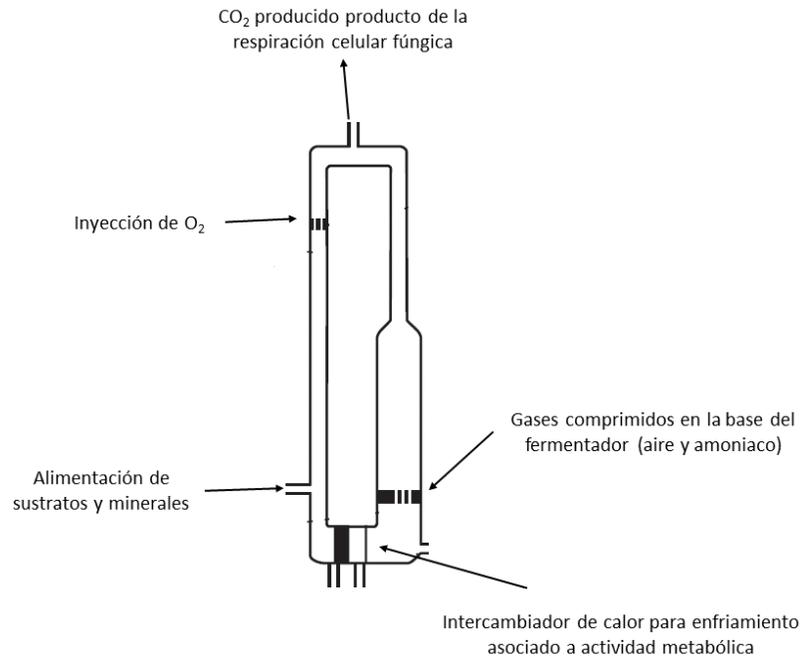


Figura 7: Esquema de fermentador airlift usado en la producción de micoproteínas [19].

Los balances másicos en reacciones biológicas pueden ser expresados cuando se conoce la composición de sustratos, productos y material celular. La composición del material celular depende de cada microorganismo y se expresa de la forma $CH_{\alpha}O_{\beta}N_{\delta}$, donde 1 mol de material biológico se define como la cantidad que contiene 1 mol de carbono, de esta forma toda la reacción debe quedar normalizada en sus átomos de carbono [20]. Para los casos en los que la producción extracelular es baja, como lo es en la producción de biomasa, es adecuado simplificar la reacción biológica sin considerar productos, así la fermentación queda descrita según la reacción expuesta en la Ecuación 1. En donde toda la fuente de carbono es convertida en biomasa y dióxido de carbono.



Ante lo expuesto, se tiene que los principales requerimientos energéticos para la fermentación en biorreactores airlift corresponde a los asociados a la extracción del calor generado por el crecimiento celular, así como también la potencia requerida para inyección de gases en la base del reactor. A continuación, se detalla aspectos relevantes para la cuantificación de las magnitudes asociadas.

- Potencia inyección del gas: La potencia de entrada al sistema está gobernada, por la presión hidrostática en la base del reactor, la cual tiene que ser vencida por el gas y así permitir la circulación del líquido [18]. La potencia requerida P_G para el gas en reactores airlift frecuentemente es calculada con la Ecuación 2.

$$\frac{P_G}{V_L} = \frac{\rho_L \cdot g \cdot U_{Gr}}{1 + \frac{A_d}{A_r}} \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde U_{Gr} corresponde a la velocidad superficial del gas en la sección *riser* y se calcula según la Ecuación 3.

$$U_{Gr} = \frac{Q_m \cdot R \cdot T}{h_L \cdot A_r \cdot \rho_L \cdot g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_h} \right) \quad \text{Ecuación 3}$$

P_G : Potencia mecánica del gas inyectado a reactor airlift [W].

V_L : Volumen de la fase líquida en un airlift [m^3].

ρ_L : Densidad de la fase líquida [$kg\ m^{-3}$].

g : Aceleración de gravedad [$m\ s^{-2}$].

A_d : Área de la sección transversal del *downcomer* [m^2].

A_r : Área de la sección transversal del *riser* [m^2].

U_{Gr} : Velocidad superficial del gas en el *riser* [$m\ s^{-1}$].

Q_m : Flujo molar del gas [$mol\ s^{-1}$].

h_L : Altura de la fase líquida libre de gas [m].

P_h : Presión en el espacio superior del reactor [Pa].

R : Constante universal de los gases [$J\ K^{-1}\ mol^{-1}$].

T : Temperatura del gas [K].

- Generación de calor por crecimiento microbiano: Cerca del 40% a 50% de la energía de un microorganismo se almacena en forma de ATP, el resto se libera en forma de calor [21]. Para células en activo crecimiento, el requerimiento energético de mantención es bajo, así la liberación de calor se relaciona directamente con el crecimiento. La obtención del calor metabólico $1/Y_H$ se obtiene a partir del balance de entalpía presente en la Ecuación 4, donde el calor de combustión del sustrato es igual a la suma del calor metabólico y del calor de combustión celular.

$$\frac{\Delta H_S}{Y_{X/S}} = \Delta H_C + \frac{1}{Y_H} \quad \text{Ecuación 4}$$

Luego, la expresión para el flujo de calor Q_{GR} liberado por el crecimiento celular, está dada por la Ecuación 5.

$$Q_{GR} = \mu \cdot V_L \cdot C_C \cdot \frac{1}{Y_H} \quad \text{Ecuación 5}$$

ΔH_S : Calor de combustión sustrato [$kJ (kg \text{ sustrato})^{-1}$].

$Y_{X/S}$: Coeficiente de rendimiento de sustrato [$(kg \text{ celula}) (kg \text{ sustrato})^{-1}$].

ΔH_C : Calor de combustión de la célula [$kJ (kg \text{ célula})^{-1}$].

$1/Y_H$: Calor metabólico [$kJ (kg \text{ celula})^{-1}$].

Q_{GR} : Calor de crecimiento celular [$kJ s^{-1}$].

μ : Tasa de crecimiento específico [s^{-1}].

V_L : Volumen del líquido [m^3].

C_C : Concentración de la biomasa [$kg m^{-3}$].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 9, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de fermentación, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 9: Flujos materiales y energéticos asociados a la fermentación.

Salidas de la etapa	
Producto	Micoproteína
	Medio de cultivo
Residuos	Agua de enfriamiento residual
Emisiones	Dióxido de carbono
	Gases exhaustos
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Medio de cultivo
Energía	Compresión del gas
	Agua de enfriamiento

3.3.8 Enfriamiento de agua

Las torres de enfriamiento son un importante componente para los sistemas de refrigeración, ya que permiten reutilizar el agua con la que se retiró el calor de alguna operación, restaurando su temperatura para utilizarla en el circuito de enfriamiento [22]. Tal es el caso del agua de enfriamiento requerida en los biorreactores, para ambos procesos en estudio. El tipo de torres de enfriamiento son variados, principalmente hay de circuito abierto y cerrado.

En una torre de enfriamiento, el agua caliente circula desde la parte superior a la inferior, contactándose por una corriente de aire que la enfría en el trayecto. Por dicha acción, hay pérdidas asociadas a evaporación en el circuito, lo cual requiere suministrar con agua de reposición. Dicha reposición variará según el agua evaporada, que depende de la temperatura de la corriente a enfriar. Aproximadamente por evaporación, se pierde el 1% del caudal por cada 5,5 °C reducidos [23]. Como el agua de alimentación viene con impurezas, también se requiere una purga que permita tener la composición adecuada para utilizar es corriente de agua para enfriar equipos. En la Figura 8, se presenta el esquema básico de una torre de enfriamiento.

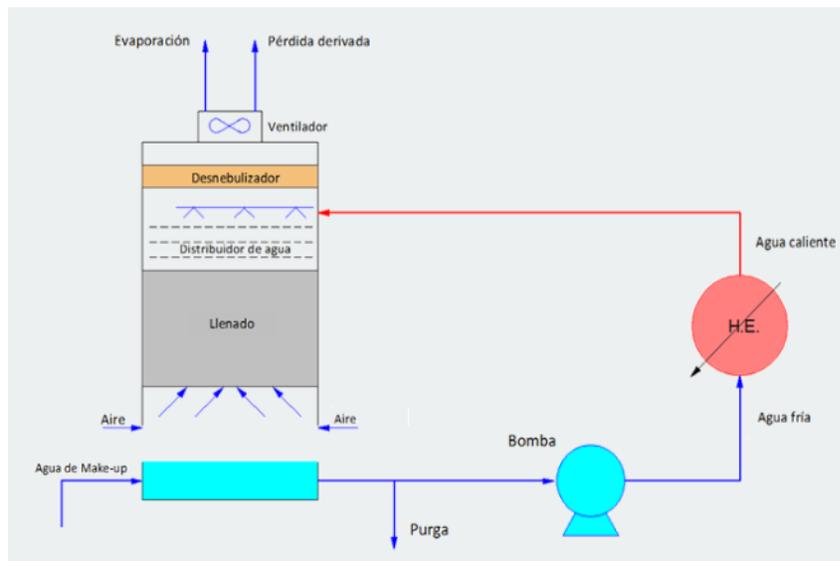


Figura 8: Esquema de una torre de enfriamiento [22].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 10, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de enfriamiento de agua, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 10: Flujos materiales y energéticos asociados al enfriamiento de agua.

Salidas de la etapa	
Producto	Agua de enfriamiento
Residuos	Agua de purga
Emisiones	Vapor de agua
Entradas a la etapa	
Recursos	Agua de reposición
Materiales	-
Energía	Electricidad asociada a la ventilación

3.3.9 Reducción de RNA

Para el caso de la producción de micoproteína proveniente de *Fusarium Venenatum* se requiere la etapa de reducción de RNA, que corresponde a la reacción enzimática propia del microorganismo

al elevar su temperatura. Así, para llevar a cabo esta etapa se requiere principalmente de un estanque agitado con una corriente de vapor, que permita elevar la temperatura del sistema.

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 11, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual sólo está presente en el proceso de producción de micoproteína comercial.

Tabla 11: Requerimientos materiales y energéticos asociados a la reducción de RNA

Salidas de la etapa	
Producto	Micoproteína
	Medio de Cultivo
Residuos	Vapor exhausto
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Micoproteína
	Medio de cultivo
Energía	Electricidad asociada a aspas de estanque.
	Vapor para la chaqueta

3.3.10 Generación de vapor

Las calderas son la tecnología más ampliamente ocupada para la producción de vapor requerida en la industria de alimentos [24]. En producciones de pequeña y mediana escala, es decir, para flujos de calor de hasta 20 MW, el sistema de calderas representa el 90% del total de la capacidad energética instalada. Todos los tipos de calderas usadas en la industria tienen una eficiencia similar en la quema de combustible para la producción de vapor, además se diseñan para ocupar más de un tipo de combustible. Las calderas comúnmente usadas en aplicaciones de mediana escala pueden suplir hasta 455.000 kg/h de vapor a 125 bar.

El esquema básico para la producción de vapor en calderas se presenta en la Figura 9. Dicha producción comienza con el ingreso de agua de alimentación hacia la caldera, la cual es calentada gracias al calor generado por la quema de combustible [25]. Del total de agua calentada, se extrae una corriente de purga directamente desde la caldera, con la finalidad de remover impurezas presentes en el medio y así evitar la corrosión del equipo [26]. La corriente de vapor obtenida se transporta hasta las etapas requeridas en la planta, en las que de manera inevitable existirán pérdidas. En dichas etapas, el vapor al ceder su calor pasa a estado líquido, obteniendo agua condensada, la cual puede ser recirculada al sistema. La recirculación del agua condensada depende de la recolección del condensado que recae en la adecuada elección de sistema de drenaje y trampas de vapor que componen las tuberías [27].

Dadas estas condiciones, se imposibilita tener un sistema cerrado de vapor, por lo que es necesaria una corriente de reposición de agua que ingrese al sistema. Una menor magnitud de la corriente de reposición dependerá de la calidad del sistema de recuperación de condensado. Además del

correcto tratamiento del agua ingresada, dado que, al tener menor impurezas, menor será la purga en la caldera [28]. Bajo estas consideraciones de operación adecuada, los sistemas de generación de vapor pueden llegar a tener una corriente de reposición de agua equivalente entre el 15 a 20% del flujo de vapor generado por la caldera [23].

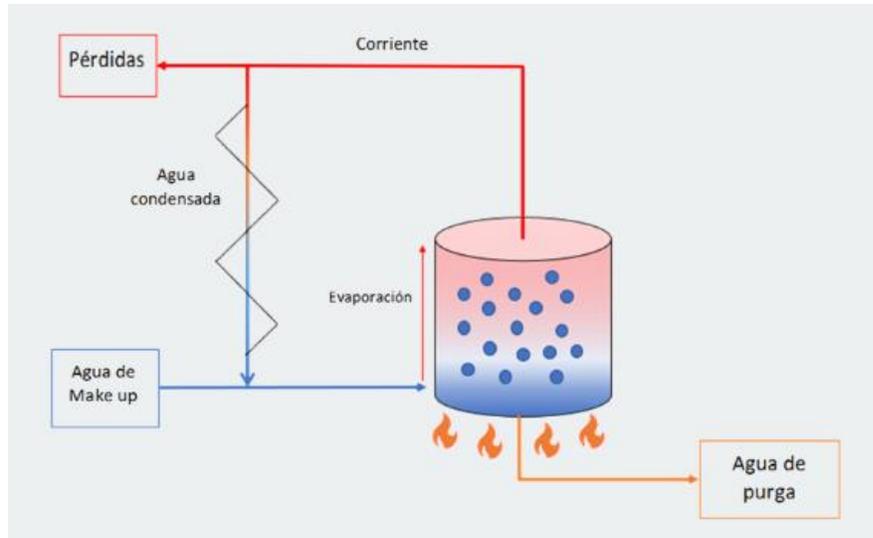


Figura 9: Esquema producción de vapor [23].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 12, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de molienda, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 12: Entradas y salidas caldera

Salidas de la etapa	
Producto	Vapor saturado
Residuos	Agua de purga
Emisiones	Dióxido de carbono
	Gases de combustión
Entradas a la etapa	
Recursos	Agua de reposición
Materiales	Combustible
Energía	-

3.3.11 Centrífuga

La centrifugación, es un proceso que permite separar mezclas heterogéneas de fases que difieren una de otra en su densidad [29]. Esta operación se lleva a cabo en centrifugas, de las que existen diversos tipos, y se pueden distinguir por su función. Cuando la operación corresponde a una separación líquido-líquido, comúnmente se denomina a este tipo de centrífuga como “separadora” que tienen como fin purificar o concentrar la soluciones. En el caso de separaciones solido-líquido,

se les denomina centrifugas “clarificadoras”. Estas últimas corresponden a las requeridas en los procesos de producción de micoproteínas.

A su vez existen distintos tipos de centrifugas clarificadores, diseñadas para diferentes concentraciones de sólido. A continuación, se presentan las que principalmente se usan en la industria de alimentos:

- Centrifugas de boquilla: están equipada con una boquilla para la descarga continua de sólidos. Sirve como clarificadora para suspensiones con una concentración moderada de sólidos, de alrededor de 10% en volumen. En la Figura 10 se presenta el esquema de funcionamiento de centrifugas de boquilla.

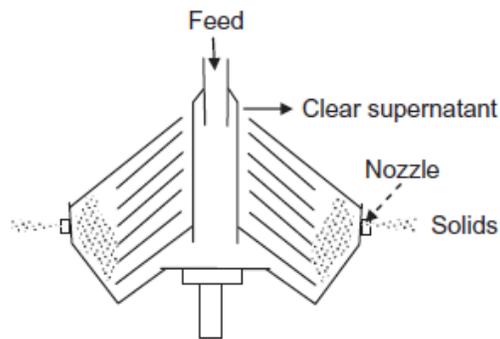


Figura 10: Esquema de centrifuga de boquilla [29].

- Centrifugas deslodadoras de autolimpio: Este tipo de centrifugas se utiliza en aplicaciones en donde la suspensión tiene una alta proporción de sólidos entre un 30% y 40% en volumen. En este caso los sólidos se acumulan en las paredes de la zona de máximo diámetro de la centrifuga, y se descargan de manera intermitente. En la Figura 11 se presenta el esquema de este tipo de centrifugas.

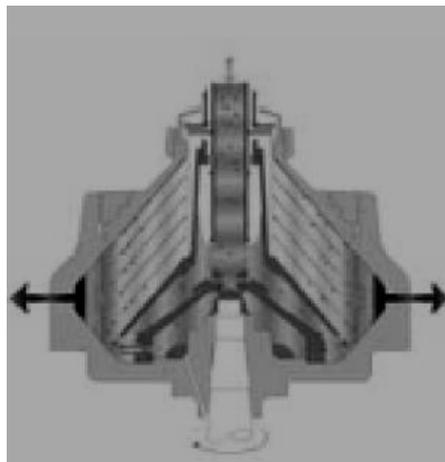


Figura 11: Centrifuga con descarga intermitente de sólidos [29].

De la operación de los equipos descritos anteriormente se obtiene la biomasa centrifugada que corresponde al producto principal del proceso, el cual pasa por una etapa de congelación para su

preservación final. Además de la biomasa, se obtiene una corriente de sobrenadante, la cual corresponde al medio de cultivo agotado junto con otros nutrientes traza.

El uso eficiente del agua en sistemas de fermentación es una tarea de alta prioridad, dado que es uno de los mayores componentes del medio de cultivo [30]. Actualmente existen prácticas de recirculación continua de hasta el 86% del sobrenadante, como lo es el caso de la producción de biomasa proveniente de *Methylophilus methylotrophus* [30].

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 13, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de centrifugación, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 13: Flujos materiales y energéticos asociados a la centrifugación.

Salidas de la etapa	
Producto	Micoproteína
Residuos	Medio de cultivo
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Micoproteína
	Medio de cultivo
Energía	Electricidad asociada al motor

3.3.12 Congelación de producto

Las maneras de congelar alimentos se clasifican según el mecanismo de transferencia de calor que ocupen, las más comunes en la industria de alimentos corresponden al congelamiento con superficies heladas, inmersión en líquidos fríos, liofilización, y uso de corrientes de aire frío para congelamiento rápido [31]. Dadas las características del proceso de producción de micoproteínas, el método más adecuado corresponde al último mencionado, dado que corresponde a una pasta proteica.

Los equipos más utilizados para realizar esta operación corresponden a túneles de congelamiento rápido, que consisten en correas transportadoras en donde se deposita el producto, en las cuales se sopla aire frío a través de un difusor que congela el producto a -4 °C.

Caracterización de flujos de la etapa

En base a lo recopilado en este apartado en la Tabla 14, se establecen los flujos materiales y energéticos asociados a la etapa de congelación del producto, la cual está presente en ambos procesos estudiados.

Tabla 14: Flujos materiales y energéticos asociados a la congelación del producto.

Salidas de la etapa	
Producto	Micoproteína congelada
Residuos	-
Emisiones	-
Entradas a la etapa	
Recursos	-
Materiales	Micoproteína
	Carga de refrigerante
Energía	Electricidad a refrigeración y movimiento de la máquina

3.4 Análisis de ciclo de vida

El marco de referencia que establece un Análisis de Ciclo de Vida (ACV), está dado por las estandarizaciones ISO 14040 y 14044 [32], las que en conjunto distinguen cuatro fases para el desarrollo de la evaluación: Definición de objetivos y alcances, Análisis de inventario, Evaluación de impacto e Interpretación. Las etapas descritas se esquematizan en la Figura 12, en donde se puede apreciar que cada etapa se conecta con las siguientes, esto se debe a que los ACV son una metodología iterativa, en donde los resultados de cada etapa dependen de las anteriores, y decisiones de las etapas posteriores redefinen etapas previas.

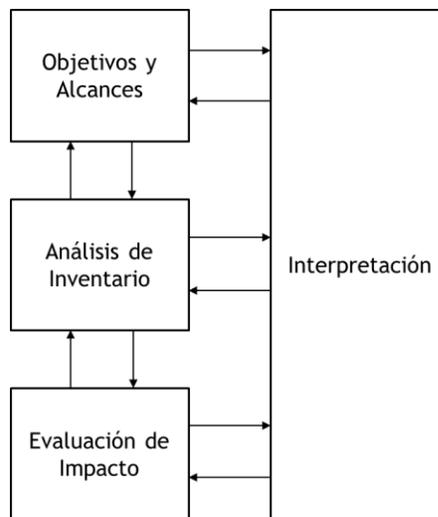


Figura 12: Esquema del marco de referencia de un Análisis de Ciclo de Vida según normas ISO [32].

3.4.1 Definición objetivos y alcance del estudio

Definición de objetivos

La primera fase de un LCA corresponde a la definición de objetivos del estudio [33], que consta en la descripción del propósito por el cual se realizará el ACV, con tal de definir: las intenciones

para las cuales se aplicarán los resultados, las limitaciones metodológicas del estudio, las razones y contexto de su aplicación, además del público objetivo.

Alcance del estudio

La definición del alcance corresponde a la segunda fase de un ACV [34], en esta se determinan los productos del sistema que serán evaluados y la manera en que se llevará a cabo dicha evaluación. Junto con la definición de objetivos, sientan las bases para la realización de las siguientes fases del ACV. De esta forma el rol principal de la definición de alcances del estudio es asegurar consistencia entre métodos, supuestos y datos, así como también otorgar robustez y reproducibilidad al estudio. Para lograr lo anterior es necesario realizar una acabada descripción de los siguientes aspectos: Objeto de evaluación, Límites del sistema y Base de evaluación de impacto, que se detallan a continuación.

- **Objeto de evaluación (Unidad funcional):** El objeto en el cual se enfoca la evaluación de impacto ambiental que se realiza a través de un ACV, corresponde a la función o servicio que provee el sistema en estudio [34]. Así, para realizar la comparación entre dos sistemas se requiere que sea en base a una misma función que estos cumplan. Para capturar los aspectos funcionales relevantes de un sistema, es necesario definir una unidad funcional. Esta engloba aspectos cualitativos y cuantitativos de la función o servicio del sistema, influenciando la forma en que se realiza el ACV, ya que al ser un punto de referencia, la unidad funcional hará que todo el análisis sea relativo ella. Así, dicha unidad, determina el flujo de referencia de cada sistema, que corresponde a la cantidad de producto del sistema que se necesita para suplir la unidad funcional, lo que significa que la cuantificación de todos los flujos de entrada y salida al sistema estarán en función del flujo de referencia.
- **Límites del sistema:** Demarca la frontera entre el producto del sistema estudiado y los elementos de la economía circundante entendida como tecnósfera, así como también del medioambiente, conceptualizado como ecósfera [34]. La importancia que cumple el establecimiento de los límites del sistema para el ACV, recae en que se determinan los procesos unitarios y etapas que serán contemplados en la cuantificación de la evaluación de impacto ambiental. Es conveniente clasificar estos procesos unitarios entre dos sistemas, *foreground* y *background*. El sistema *foreground* comúnmente contempla las etapas por las cuales se procesa el producto principal. En tanto el sistema *background*, contempla aquellas etapas del sistema que no son específicas a la producción del producto principal, por lo general corresponde a la cadena de suministro de las materias primas, suministro de energía eléctrica, manejo de residuos, etc.

Los límites del sistema se representan a través de un diagrama de bloques en el cual se esquematizan las etapas del *background* y *foreground*, junto con los flujos de entrada y salida al sistema en su interacción con la ecosfera y tecnósfera. Cabe mencionar que los flujos de entrada se categorizan en flujos materiales, de energía y de recursos; mientras que los de salida en flujos de productos, de residuos y de emisiones. Respecto a los flujos de recursos y de emisiones, se categorizan bajo el concepto de flujos elementales.

Si bien un enfoque de ACV completo, contempla todas las etapas asociadas a un producto, desde la extracción de materias primas, hasta el uso y disposición final del producto, lo que corresponde a un enfoque de “la cuna a la tumba”, es también pertinente tomar una perspectiva no completa de ACV si los objetivos del estudio son distintos. Para sistema en los que el objetivo principal es el de comparar el desempeño en la producción de dos o más productos, es pertinente tomar un enfoque de “la cuna a la puerta”, si es que no se requiere analizar los impactos asociados al uso.

- **Base de evaluación de impacto:** La planificación de la evaluación de impacto en los alcances del estudio, tiene como propósito asegurar la concordancia con la definición de objetivos [34], además de anteponerse al análisis de inventario para establecer que flujos asociados a recursos y emisiones del sistema, deberían ser incluidos dependiendo de las categorías de impacto cubiertas en la evaluación de impacto. La selección de las categorías de impacto corresponde a la identificación de los impactos ambientales a los cuales el producto del sistema contribuye de manera relevante.

3.4.2 Análisis de inventario del ciclo de vida

Luego de la definición de los objetivos y alcances, el análisis de inventario reúne la información relacionada a los flujos físicos del sistema [35], correspondientes a los de entrada asociados a recursos, materiales y productos intermedios, además de los de salida asociados a emisiones, residuos y productos finales. Lo anterior tiene como fin obtener el resultado principal para el inventario del ciclo de vida, y que corresponde una lista de la cuantificación de los flujos elementales que atraviesan los límites del sistema, estos datos son la entrada y base para la fase posterior del ACV, es decir, la evaluación de impacto.

El primer paso para comenzar a desarrollar el análisis de inventario corresponde a la elección de los procesos identificados en los límites del sistema, que conformarán el modelo de inventario del ciclo de vida, para luego identificar y establecer los respectivos flujos de cada etapa. Con el fin de establecer una jerarquía en la relevancia de la recolección de datos, el flujo inicial a identificar es el asociado al producto de salida, cuya magnitud debe ser igual al flujo de referencia. Esto último, permite establecer los flujos que encarnan el proceso productivo, como materias primas y recursos, relativos al flujo de referencia. Luego se precisa identificar los flujos que encarnan las funciones de soporte para el sistema, como suministro energético, y finalmente los asociados al funcionamiento administrativo y de mantención de la infraestructura.

Luego, con respecto al cálculo de los flujos mencionados, cabe mencionar que la fiabilidad dependerá en gran medida de la base de datos que se utilice para encontrar las magnitudes requeridas. Para el presente estudio se utilizará la base de datos *Ecoinvent* [36] que contiene datos de inventario de ciclo de vida de energía (electricidad, petróleo, carbón, gas natural, biomasa, biocombustibles, bioenergía, energía hidroeléctrica, energía nuclear, fotovoltaica, energía eólica, biogás, entre otras), materiales, gestión de residuos (incineración, vertido, tratamiento de aguas residuales), transporte, productos y procesos agrícolas, entre otros.

3.4.3 Evaluación de impacto

La relevancia de la evaluación de impacto de un ACV, se debe a que en esta se cuantifican los impactos ambientales, de los flujos elementales del sistema obtenidos como resultado del análisis de inventario del ciclo de vida [37]. Los impactos ambientales, entendidos como aquellos cambios

en el medioambiente a causa de acción antropogénica, se cuantifican a través de categorías de impacto.

Las tres etapas principales, que permiten llevar a cabo la evaluación de impacto, corresponden a la selección de las categorías de impacto, clasificación de los flujos elementales acorde estas últimas, y finalmente, la caracterización, en la que a través de modelos se cuantifica la contribución de cada flujo elemental en la categoría. Ahora bien, cabe ahondar en que la selección de las categorías de impacto debe reflejar un conjunto de los impactos más relevantes a los cuales contribuye el sistema en estudio, y además debe estar en concordancia con los objetivos del estudio.

Existen dos tipos de enfoques para las categorías de impacto, *midpoint* y *endpoint*. Los análisis basados en categorías *midpoint*, se centran en la clasificación de los flujos elementales obtenidos como resultado del inventario, en grupos de sustancias que tengan la capacidad de contribuir a un mismo efecto en el medioambiente. El enfoque *endpoint* se centra en distintos tópicos de interés de la sociedad, tales como impactos en salud humana, calidad de los ecosistemas, recursos naturales y servicios ecosistémicos. En estos confluyen y se agrupan las diversas categorías *midpoint*, con tal de mostrar las cuantificaciones en un nivel más observable en el entorno. La interconexión entre los dos enfoques de categorías de impacto, se esquematizan en la Figura 13, en la que además se muestran las categorías de impacto *midpoint* comúnmente más utilizadas.

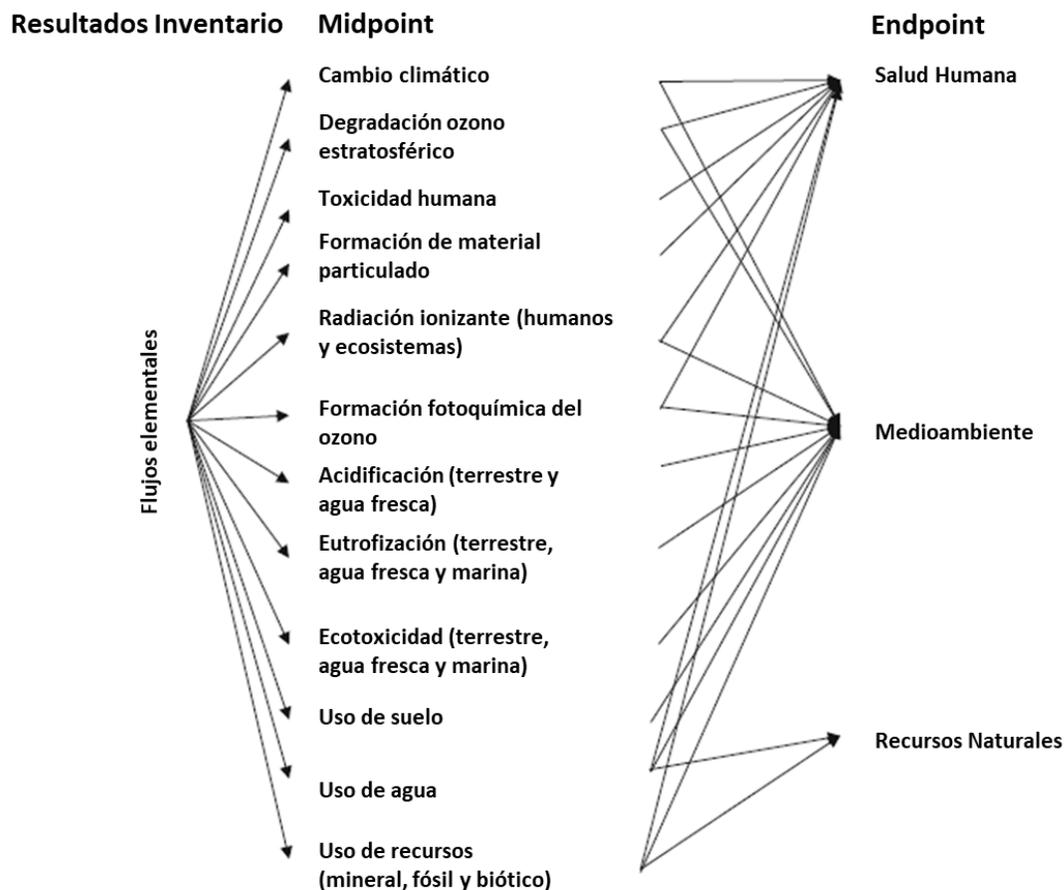


Figura 13: Esquema de conexión entre flujos elementales y categorías midpoint y endpoint [37].

3.4.4 Interpretación

En la interpretación del ACV, se analizan los resultados de las fases previas de manera conjunta, en función de los supuestos realizados y documentados a lo largo del estudio [38]. Así, el resultado de la interpretación corresponde a conclusiones y recomendaciones respecto a las intenciones establecidas en la definición de objetivos y las restricciones establecida en la definición de alcances. También, debe dar cuenta de cuán apropiados son la unidad funcional y los límites del sistema, con el fin de identificar las limitaciones del estudio, estableciendo sus debilidades y aspectos con robustez.

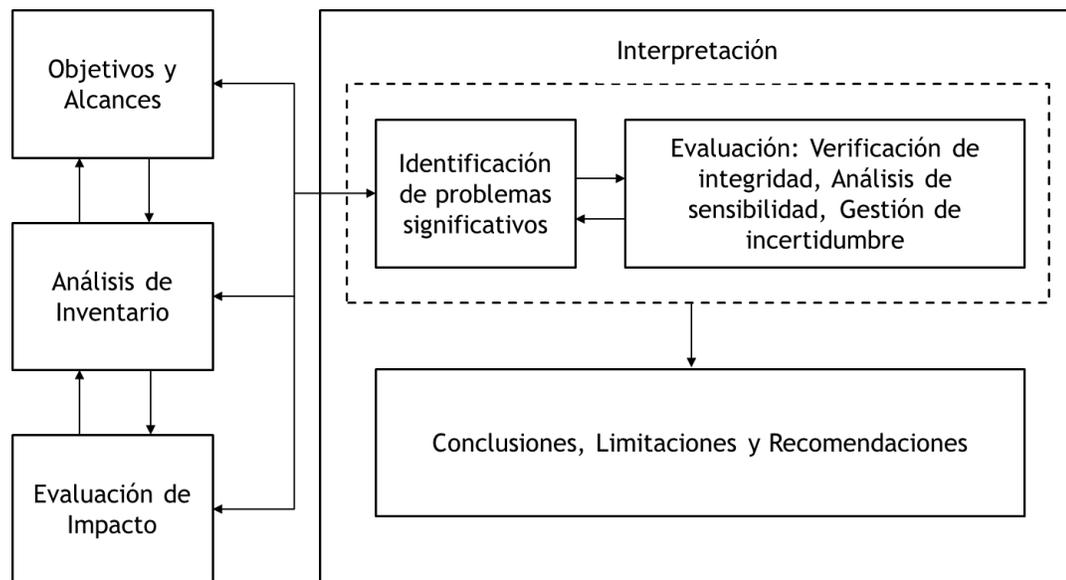


Figura 14: Elementos de la Interpretación en relación a las etapas previas del ACV [38].

Como se esquematiza en la Figura 14, el proceso de interpretación comienza con la identificación de potenciales problemas significativos, en alguna de las fases previas del estudio. La magnitud de los problemas hallados se evalúa en primer lugar a través de “Verificaciones de Integridad”, y en segundo lugar a través “Análisis de sensibilidad” y/o “Análisis de incertidumbre”. Dichas herramientas de evaluación se describen a continuación.

- **Verificación de integridad:** Este procedimiento se aplica al inventario y a la evaluación de impactos con tal de determinar cuan completos son los datos recopilados y su relación con los problemas significativos encontrados al inicio de la interpretación del ACV. La falta de información y vacíos conceptuales identificados con este procedimiento, abren la necesidad de completar y detallar la insuficiencia de datos. Si las deficiencias en información no pueden ser remediadas, se deben considerar en la formulación de conclusiones y limitaciones del estudio [38].
- **Análisis de Sensibilidad:** La sensibilidad de un modelo es descrita en la medida que la variación de un dato de entrada (flujo, parámetro, unidad funcional), lleve a una variación en el resultado del modelo. Un modelo se dice sensible a determinado parámetro cuando una pequeña variación del dato de entrada provoca un cambio importante en los resultados del modelo [39].

- **Gestión de Incertidumbre:** En el contexto de ACV la definición de incertidumbre describe el grado de lejanía del modelo planteado con la realidad. Causado por errores aleatorios y sistemáticos de estimación y/o recolección de datos, y también por la falta de comprensión de los procesos modelados. La gestión de la incertidumbre establece el grado de fiabilidad del modelo a través de análisis cualitativos, así como también con modelos probabilísticos [39].

En base a los elementos de la etapa de Interpretación mencionados en este apartado, se formulan las conclusiones, limitaciones y recomendaciones del ACV.

3.5 Estudios de referencia

3.5.1 Desempeño de impactos ambientales de sustitutos de la carne: cuna a la tumba.

Ante la gran variedad de estudios de análisis de ciclo de vida, referentes a alimentos, se seleccionó uno tomando en cuenta la similitud en objetivos del estudio con la presente memoria, su nivel de profundidad en las etapas consideradas en los límites del sistema, además de considerar siete productos alimenticios sustitutos de la carne, en los que se incluye la micoproteína comercial [40]. El estudio mencionado se tomará como ejemplo para realizar el análisis de ciclo de vida que compete en este estudio.

El estudio se centra en el análisis comparativo del desempeño ambiental de los principales sustitutos de la carne, correspondientes a carne de pollo, carne basada en lácteos, carne de laboratorio, carne basada en insectos, carne basada en gluten, carne basada en micoproteínas y carne basada en soya. La unidad funcional con que principalmente se evalúa el estudio es 1 kg de producto listo para el consumo. Adicionalmente, con objetivo de realizar un análisis de sensibilidad, también se utilizan unidades funcionales alternativas, las que corresponden a 3,75 MJ de energía aportados por el producto listo para el consumo, además de, 0,3 kg de proteína digerible aportadas por el producto listo para servir.

Con respecto a los límites de cada sistema, que se analizan en el estudio, se utiliza un enfoque de la cuna al plato, lo que incluye todas las materias primas asociadas a la producción de los alimentos hasta los procesos necesarios para la manufactura, almacenamiento, transporte y energía necesaria para llevarla al plato. En el caso particular de la micoproteína comercial, se traduce, en contemplar los materiales utilizados en medio de cultivo necesario para el crecimiento, energía requerida en el proceso, ingredientes adicionales para la forma final del producto, transporte a los supermercados, almacenamiento en frío, transporte al consumidor, además de aceite y energía para la cocción.

Para la realización del análisis de ciclo de vida el estudio toma en consideración una amplia variedad de impactos ambientales, tales como los asociados a cambio climático, degradación de la capa de ozono, toxicidad humana, acidificación, ecotoxicidad, ocupación de tierra, degradación de metales y recursos fósiles. Estos se ven reflejados en las categorías de impacto seleccionadas y expuestas en la Figura 15.

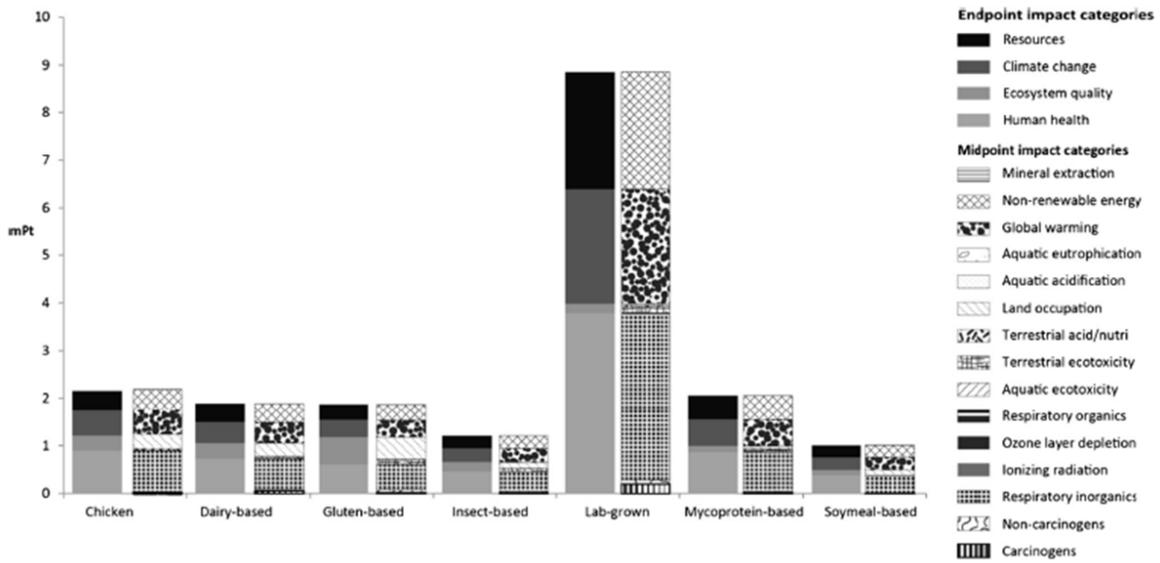


Figura 15: Comparación de puntuación única con unidad funcional 1 kg de producto listo para el consumo [40].

Finalmente, el principal resultado obtenido, muestra a la micoproteína comercial como el tercer producto con mayor impacto dentro de los estudiados, para la unidad funcional principal, 1 kg de producto listo para el consumo. Tal como se observa en la Figura 15, el mayor impacto es el asociado a la carne de laboratorio, seguido de la carne de pollo cuyo impacto es bastante similar al de producción de micoproteína.

Con lo que respecta la memoria a realizar, cabe destacar el desglose asociado a los impactos de la micoproteína comercial, expuestos en la Figura 16, en donde se muestra que el 45% de los impactos corresponde a la energía utilizada en el proceso de producción, 25% asociado a la cocción del producto, y un 21% asociado a las materias primas, de las cuales 11% se debe a la fuente de nitrógeno utilizada para el cultivo y un 10% a proteína de huevo necesaria para la forma final del producto para su venta.

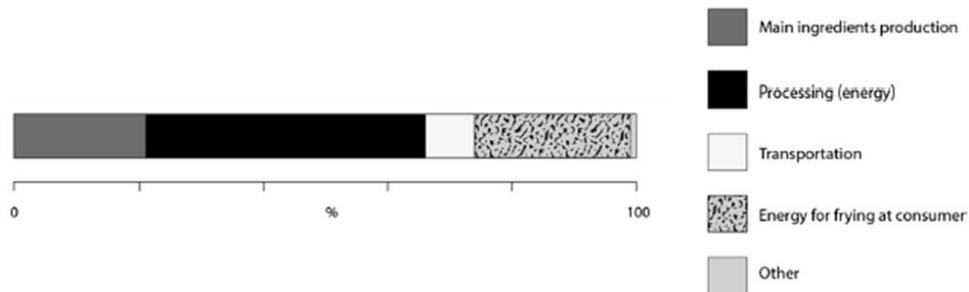


Figura 16: Contribución porcentual de las principales etapas del ciclo de vida de micoproteína, con unidad funcional 1 kg de producto [40].

Así, del estudio se desprende que la mayor cantidad de impactos asociada a la producción de micoproteínas tiene que ver con el uso de combustibles fósiles, dado que los impactos que ocupan mayor cantidad del gráfico corresponden a potencial de cambio climático, emisión de material particulado y degradación de recursos fósiles. Por lo anterior se toman estos resultados como referencia para los resultados que se obtienen luego de realizar el análisis de ciclo de vida para

ambos casos de estudio. De la distribución por macroetapas en el estudio de referencia se observa que los principales impactos, provienen de la energía requerida por manufactura del producto, seguido de la producción de insumos principalmente del amoniaco.

3.5.2 Cuantificación GEI sustitutos de carne: Cuna a la puerta.

A continuación, en la Tabla 15, se presenta la recopilación de las emisiones de GEI para la producción de alimentos que se utilizan de referencia en este estudio, para la comparación de resultados finales. Para lo anterior se consideran la producción de carne de vacuno y la producción de micoproteína comercial *Quorn*.

Tabla 15: Emisiones GEI producción de alimentos de referencia.

Producto	Valor [kg CO ₂ eq/kg producto]	Referencia
Carne de vacuno	64 – 70,6	[41], [42]
Quorn	5,6	[43]

4 Objetivos y Alcances

4.1 Objetivo del análisis de ciclo de vida

En el presente estudio, la definición del objetivo del ACV está dada por la especificación aspectos como la intención de aplicación de resultados, público objetivo, así como también limitaciones y supuestos debido a elecciones metodológicas. A continuación, se detallan los aspectos antes mencionados.

- **Intención de aplicación de los resultados:** Este estudio, tiene como principal enfoque, la realización de una comparación de los impactos ambientales entre la micoproteína en desarrollo producida a partir de algas y la micoproteína comercial producida a partir de jarabes de glucosa. Dadas las similitudes en los métodos de producción, la comparación entre las etapas del producto en desarrollo y el comercialmente establecido, servirá para dar lineamientos al diseño del proceso de micoproteína a partir de algas, a una escala industrial. Junto a lo anterior, los resultados de la comparación permitirán la identificación de las etapas con mayores impactos, en donde se focalizarán las recomendaciones para el rediseño del proceso. Además, los resultados sientan las bases para posicionar el producto en términos de indicadores de sostenibilidad ambiental requeridos, para la comparación respecto a otras fuentes de proteína.
- **Público objetivo:** El público objetivo corresponde al Centro de Biotecnología y Bioingeniería (CEBIB) de la Universidad de Chile. La organización tiene conocimientos limitados en lo referente a la metodología de análisis de ciclo de vida, por lo que el estudio está pensado para la comprensión de la parte mandante. Así el ACV, no está pensado para ser divulgado a la población, si no como antecedente para la mejora en el proceso desarrollado por el CEBIB.

- **Limitaciones y supuestos:** Las principales limitaciones de este estudio tienen que ver con que el análisis está enfocado en el proceso continuo de elaboración de productos, dejando de lado los aspectos de mantención asociados a la producción de micoproteínas, como la esterilización de equipos requerida una vez terminado cada ciclo de régimen continuo, que tienen duración de 6 semanas. La segunda limitante se relaciona, con que el foco está en el proceso de producción dejando fuera las etapas asociadas a transporte de insumos, dado que no se asume una ubicación geográfica de los procesos llevados a cabo. Respecto a las categorías de impacto seleccionadas en este estudio, es importante señalar que se escogen las categorías de Potencial de calentamiento global y Uso de agua, con lo cual no se puede obtener de ellas un desempeño ambiental completo de los procesos en estudio. El principal objetivo de escoger estas categorías es dar una primera mirada para evidenciar los aspectos más críticos en cuanto a la utilización de energía provenientes de recursos fósiles y determinar cuan intensiva es la utilización de recursos hídricos.

4.2 Alcances del análisis de ciclo de vida

4.2.1 Casos de estudio

Los casos que en este estudio se proponen analizar, corresponde a dos formas de producción de micoproteína. El primero es el proceso por el cual se produce micoproteína comercial, donde sus principales materias primas son agua como medio de cultivo, jarabe de glucosa como fuente de carbono, y amoníaco como fuente de nitrógeno. El segundo caso, corresponde al proceso explorativo de producción de micoproteína en base a algas, que a diferencia del primero utiliza estas últimas como fuente de carbono para la producción de la biomasa, de lo cual se obtiene un producto de distinta composición que en el primer caso. Estas diferencias, repercuten en ciertas variaciones en las etapas de cada proceso. La elección de las etapas se hizo en base a lo recopilado en las secciones 3.1 y 3.2 del capítulo de antecedentes, con tal de definir el *foreground* del sistema. A continuación, se exponen las etapas con las que se modela cada caso de estudio.

Producción micoproteína comercial

El caso de producción de micoproteína comercial, se modela en este estudio a través de una línea de producción principal, compuesta por la secuencia de 5 operaciones unitarias que dan origen al producto, además de 3 etapas unitarias auxiliares de servicio a la línea principal, las que en conjunto conforman el *foreground* del sistema, esquematizado en la Figura 17. Quedan excluidas de la modelación del proceso continuo la esterilización de gases. También como sólo se considera el proceso continuo quedan fuera las operaciones de mantención como la esterilización de equipos luego del ciclo de producción continua. También se excluye la producción de inóculos de los microorganismos asociado a cada puesta en marcha del proceso.

La línea de producción principal comienza con la etapa de mezclado en donde se añade el jarabe de glucosa como materia prima, junto con los demás nutrientes para conformar la solución que corresponde a la corriente de alimentación requerida en la fermentación, esta corriente previamente es esterilizada por medio de intercambiadores de calor. En la etapa de fermentación, ocurre el crecimiento de la biomasa del microorganismo que conforma la micoproteína. El principal requerimiento de esta etapa es una corriente de aire asociada al mezclado y aireación, además de

una corriente de agua de enfriamiento para el calor generado por la actividad metabólica. De esta etapa se obtiene como emisión el aire utilizado, junto con el CO₂ generado por los microorganismos. El producto obtenido en la fermentación pasa a la etapa reacción enzimática, en donde se eleva la temperatura del fluido para disminuir el contenido de RNA de la micoproteína activando sus propias enzimas, luego de este proceso, el producto pasa a la etapa de centrifugación para reducir su contenido líquido, el cual finalmente ingresa a la etapa de congelación, para así obtener el producto que se analiza en este estudio.

Las etapas de servicio a la línea de producción principal, contempladas en este estudio corresponden a la generación de vapor, enfriamiento de agua, además de la separación del sobrenadante obtenido de la centrifugación. La generación de vapor tiene como principal propósito abastecer a la etapa de esterilización, con una corriente de vapor que permite alcanzar las temperaturas adecuadas. Para la obtención del vapor se requiere una corriente de agua de reposición, así como también el combustible que permite su generación. La etapa de enfriamiento de agua tiene el objetivo de abastecer a la etapa de esterilización que disminuye la temperatura de la corriente de alimentación y dejarla en condiciones para que se integre a la fermentación. El enfriamiento de agua también abastece al fermentador, para así retirar el calor generado por la actividad metabólica de los microorganismos. Tanto la etapa de generación de vapor como la de enfriamiento de agua se modelan con recirculación de los fluidos, y un porcentaje de pérdida que representa el agua de reposición en ambas etapas. Con la etapa de separación, se modela la recirculación del medio de cultivo obtenido del sobrenadante que proviene de la centrifugación, para ser incorporado en la etapa de mezclado, dicha separación, además, tiene como fin purgar un porcentaje del flujo, lo que corresponde a una corriente de agua residual.

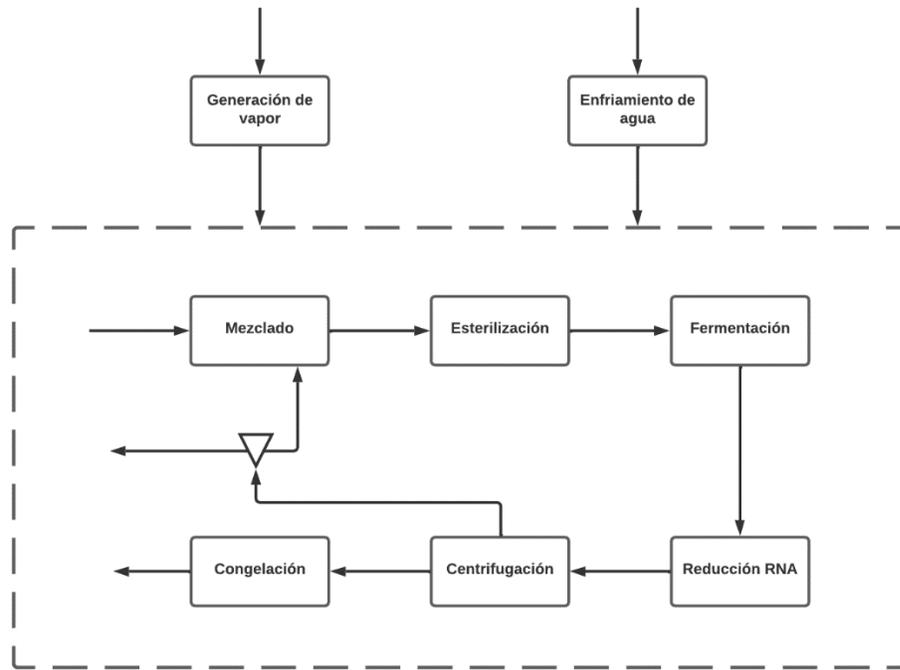


Figura 17: Esquema del modelo del proceso de producción de micoproteína comercial.

Producción micoproteína en base a algas

El caso de producción de micoproteína a partir de algas, en este estudio es modelado a través de una línea de producción principal compuesta por la secuencia de 8 operaciones unitarias que dan origen al producto, además de 3 etapas unitarias auxiliares de servicio a la línea principal, las que en conjunto conforman el *foreground* del sistema, esquematizado en la Figura 18. Al igual que en el proceso estudiado en el caso comercial, se excluyen las etapas asociadas a la esterilización de equipos, y producción de inóculo. En este proceso si bien en los antecedentes existe una etapa de homogenización luego de la fermentación, queda excluida del estudio de ACV.

La línea de producción principal comienza con la etapa de lavado, en la que ingresa el alga como materia prima y se le retiran las impurezas por medio de una corriente de agua, de lo que se obtiene como una corriente de agua residual. Luego, el alga lavada pasa por las etapas de secado y molienda, lo que permite las características adecuadas para la disolución de la materia prima en la etapa de mezclado. La modelación de este proceso, desde la etapa de mezclado en adelante, considera la misma secuencia de etapas descritas que en el caso de producción de micoproteína comercial, con la excepción que, en el proceso con alga como materia prima, no se requiere la etapa de reducción de RNA. Así, el flujo principal que se obtiene del mezclado pasa por esterilización, donde luego es alimentado al fermentador, lo que da origen al crecimiento de la biomasa, que luego de ingresar a la centrifugación y pasar por la etapa de congelado se obtiene el producto final.

En este proceso también se utiliza como etapas auxiliares la producción de vapor, el enfriamiento de agua y la separación. Donde la producción de vapor es requerida para alimentar la etapa de esterilización, el enfriamiento de agua abastece la etapa de esterilización y la de fermentación, y la etapa de separación en este caso también modela la recirculación del medio de cultivo y la purga que da origen a una corriente de agua residual.

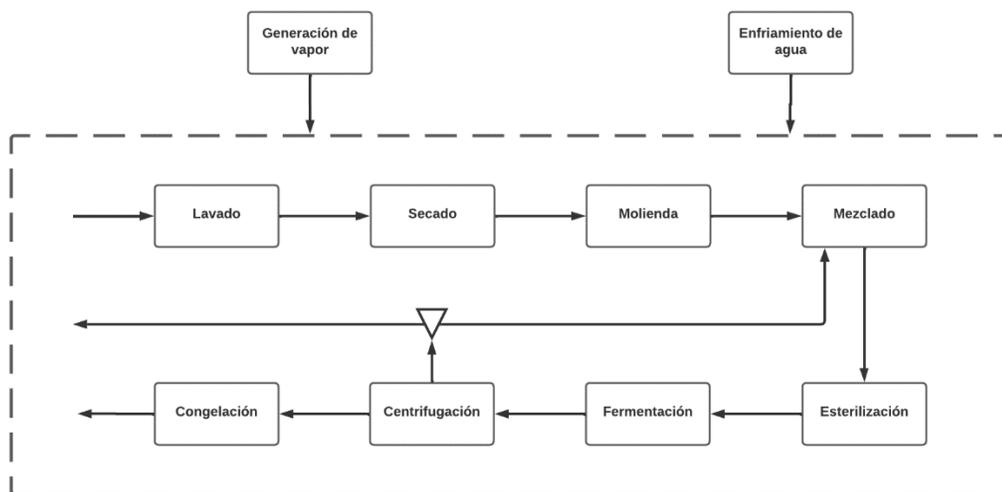


Figura 18: Esquema del modelo del proceso de producción de micoproteína a partir de algas.

4.2.2 Unidad funcional

En el caso de este estudio la unidad funcional seleccionada corresponde a 1 kg de producto producido, lo anterior con el fin de establecer comparaciones de los resultados finales con los valores de referencia presentados en la sección “3.5.2 Cuantificación GEI sustitutos de carne: Cuna a la puerta.”, en donde los valores de las emisiones recopiladas, con enfoque de la cuna a la puerta, están en kg de producto.

4.2.3 Límites del sistema

Los límites de sistema en ambos casos de estudio se definen de “la cuna a la puerta”, es decir, se contempla un ciclo de vida incompleto que va desde los insumos y materias primas hasta producción de la micoproteína congelada, proceso que corresponde al sistema *foreground*. Se deja fuera del estudio la formulación de productos con micoproteína como materia prima, además del consumo y disposición final por el usuario.

Como se muestra en la Figura 19, en ambos casos el sistema *background* queda conformado por las etapas de Abastecimiento y tratamiento de agua, Producción de GLP, Producción de electricidad, Producción de amoníaco y Producción de la materia prima, las que forman *upstream* del sistema. También pertenece al sistema *background* la etapa de tratamiento de aguas residuales, la que forma el *downstream* del sistema.

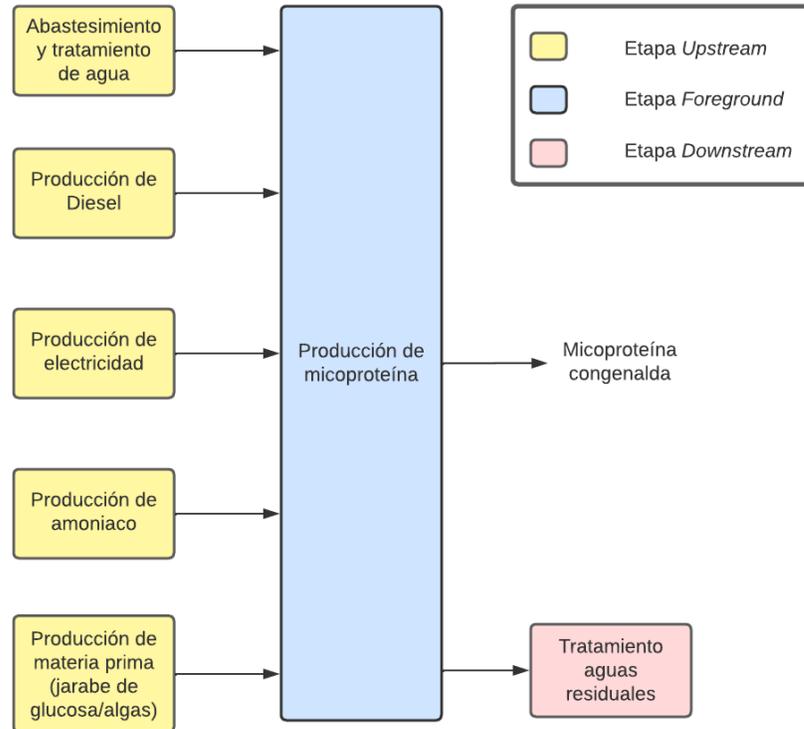


Figura 19: Límites del sistema.

4.2.4 Selección de categorías de impacto

A continuación, se presentan las categorías de impacto escogidas en este estudio, correspondientes a Cambio Climático y Uso de Agua. En este apartado se explica, en primer lugar, el problema ambiental al cual se pretende hacer cargo con la cuantificación, cómo se modela dicha cuantificación de impactos, además de identificar los tipos de flujos que contribuyen al problema. También se presentan las razones del por qué las categorías escogidas representan en mayor medida los impactos de los procesos en estudio.

Potencial de Calentamiento Global

El Panel Intergubernamental en Cambio Climático (IPCC por sus siglas en inglés), define cambio climático como la “variación del estado del clima identificable en las variaciones del valor medio o en la variabilidad de sus propiedades, que persiste durante largos períodos de tiempo, generalmente decenios o períodos más largos. El cambio climático puede deberse a procesos internos naturales o a forzamientos externos tales como modulaciones de los ciclos solares, erupciones volcánicas o cambios antropógenos persistentes de la composición de la atmósfera o del uso del suelo” [44].

Los forzamientos externos de origen antropógeno, son los que contribuyen principalmente en el cambio climático a través del fenómeno del calentamiento global, que corresponde al incremento de temperatura de la superficie global, como consecuencia del forzamiento radiativo causado por las emisiones antropogénicas de gases de efecto invernadero (GEI) [44], estos acumulan la energía absorbida desde la radiación solar. Las emisiones de GEI aumentan la concentración de estos en la

atmósfera, particularmente de dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄) y óxido nitroso (N₂O) cuyos niveles han tenido un aumento sin precedente desde el comienzo de la era industrial alrededor del año 1750.

Como la emisión de gases de efecto invernadero son la principal causa del cambio climático, se escoge esta categoría de impacto, como una de las más representativas. Dado que tal como se expone en la sección 3.3 Tecnologías industria de alimentos, alrededor del 90% de la capacidad energética instalada corresponde al uso de calderas [24], las que obtienen energía a través de la combustión de combustibles fósiles.

La métrica definida por el IPCC para cuantificar las contribuciones al cambio climático por parte de los diferentes gases de efecto invernadero, corresponde al Potencial de Calentamiento Global (GWP por sus siglas en inglés de *Global Warming Potential*) [45]. Esta métrica asigna un valor comparando la eficiencia radiativa a los distintos GEI, relativos al valor de la eficiencia radiativa del CO₂, así la unidad de medida definida para GWP es kg CO₂eq. En la Tabla 16 se presenta el GWP de los principales GEI pertinentes a este estudio, cuyos valores varían dependiendo del horizonte de tiempo, debido a la vida media que tiene cada uno de estos compuestos en la atmósfera.

Tabla 16: Potencial de calentamiento global (GWP) de principales GEI [44].

GEI	GWP ₂₀ [kg CO ₂ eq/kg GEI]	GWP ₁₀₀ [kg CO ₂ eq/kg GEI]
CO ₂	1	1
CH ₄	84	28
N ₂ O	264	265
H ₂ O	0	0

Cabe añadir que si bien junto con el CO₂, el gas de efecto invernadero con mayor contribución es el vapor de agua (H₂O), aún no se llega un consenso formal del potencial de calentamiento global de este compuesto, afectando en el corto plazo principalmente a los ciclos del agua [46].

Para determinar el impacto ambiental de los flujos materiales y energéticos asociados a los sistemas definidos en este estudio, se utiliza la base de datos *Ecoinvent* con la que se construyen factores de emisión (FE) con la metodología ReCiPe 2016, donde esta última recoge la metodología del IPCC. Con dichos factores se contabilizan las emisiones de GEI mediante la elección del factor de emisión asociados a los flujos requeridos o emitidos por el sistema, lo cual queda caracterizado según la Ecuación 6.

$$Emisión_i = Flujo \cdot FE \quad \text{Ecuación 6}$$

Donde:

Emisión_i: Es la emisión de GEI del flujo material o energético *i* del sistema [kg CO₂ eq].

Flujo_i: Es el flujo material o energético cuyo impacto se calcula en la ecuación [unidad de flujo].

FE: Factor de emisión asociado a cada flujo [kg CO₂eq/unidad de flujo].

Uso de agua

El agua es un recurso renovable que gracias al ciclo del agua no desaparece. Este ciclo lleva alrededor de 119.000 km³ de agua cada año en diferentes formas de precipitación hacia el suelo firme. Del total de agua caída, el 62% se devuelve directamente a la atmósfera a través de la evaporación y evapotranspiración de las plantas. Cerca del 38% se mantiene en los ecosistemas y vuelve a los océanos. Mientras que el consumo de la actividad humana a nivel global corresponde al 3%, del cual 2,1% se debe a la agricultura, 0,6% a uso industrial y un 0,3% a uso doméstico [37].

A pesar del bajo porcentaje de consumo humano a nivel global, existen importantes problemas asociados a la disponibilidad y calidad del agua a niveles territoriales específicos, afectando en gran medida ecosistemas acuáticos y terrestres localmente, dado el sobreconsumo para un recurso renovable limitado con una demanda creciente. Según el último reporte del IPCC de “Bases físicas del cambio climático 2021” [45], estos problemas se agravarán por las consecuencias del cambio climático, que a lo largo de este siglo intensificará las zonas de sequía, así como también las zonas de lluvias intensas, tal como se muestra en la Figura 20.

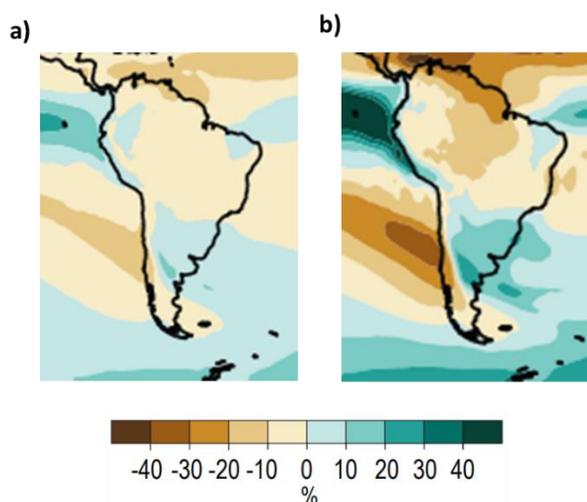


Figura 20: Patrones de cambio de las precipitaciones según aumento de la temperatura promedio global para fines del siglo XXI
a) Escenario de aumento en 1,5°C. b) Escenario de aumento en 4°C. [45].

Para el caso particular del territorio chileno, dicho informe proyecta una disminución de las precipitaciones en casi la totalidad del territorio. En el escenario climático con aumento de la temperatura promedio para fines de siglo en 1,5°C, presentado en la Figura 20 a), se proyecta una disminución de hasta 10% de las precipitaciones en la mayoría del territorio chileno, con zonas que llegarían hasta un 20% de disminución. Mientras que en el escenario catastrófico expuesto en la Figura 20 b), de un aumento de 4°C de la temperatura promedio global, se proyectan zonas con una disminución de las precipitaciones podrían llegar hasta un 30 y 40%.

Ante el escenario hídrico a nivel nacional en el mediano y largo plazo, se hace imprescindible el análisis de los procesos productivos en términos de su uso de agua. Es por lo anterior, que se escoge esta categoría de impacto para evidenciar cuan intensiva es la utilización de este recurso para los distintos requerimientos del proceso, en términos energéticos asociado a las corrientes de calentamiento y enfriamiento, el agua asociada a la producción de insumos, así como también los

flujos de suministro para la alimentación de reactores, ya que el agua corresponde al principal insumo para los medios de cultivo.

La huella hídrica, dentro de la metodología de ACV, está establecida por la norma ISO 14.046 [47], y se define un subconjunto de indicadores que abordan el consumo y contaminación del agua, que se asocia a impactos ambientales, utilizando métricas *midpoint* comúnmente enfocadas a escasez, calidad y disponibilidad, en un contexto local.

Para poder abordar los impactos ambientales bajo una perspectiva de Análisis de Ciclo de Vida asociado al agotamiento del recurso hídrico bajo una mirada global, la metodología ILCD define la categoría de impacto de “Agotamiento de agua” la cual establece la construcción de factores de caracterización para los flujos materiales y energéticos medidos en m^{eq} por unidad de flujo [48]. Es esta metodología la escogida para abordar la cuantificación de impactos ambientales asociados al uso de agua, utilizando la base de datos *Ecoinvent*.

4.2.5 Calidad de los datos

Representatividad del inventario del ciclo de vida

En ambos procesos estudiados, los flujos asociados al producto principal, es decir, las materias primas del proceso, así como también flujos residuales, se calculan a través de balances de masa. Mientras que los flujos energéticos asociados a cada etapa, como requerimientos de combustible y electricidad, se obtienen a través de catálogos comerciales de los equipos correspondiente a cada operación unitaria.

La obtención de flujos de las etapas, que componen el inventario del ACV, se modela escogiendo las tecnologías actualmente más utilizadas en la industria de alimentos con las que se llevan a cabo cada una de las operaciones unitarias, elección que además toma en cuenta la escala de producción establecida en este estudio.

Cabe destacar que este estudio carece de representatividad geográfica para la mayoría de las etapas de los sistemas analizados. Solamente la producción y distribución de electricidad contempla las características asociadas a la producción en Chile. Respecto a la producción de materias primas, en este estudio no se ahonda en la investigación del lugar geográfico en donde se producen, por lo que para la obtención de los impactos ambientales asociados a esas etapas se utilizan datos genéricos provistos por la base de datos *Ecoinvent* con carácter global y no local.

5 Análisis de Inventario

5.1 Modelamiento proceso micoproteínas comerciales

Acorde a la “Figura 19: Límites del sistema.”, en esta sección se calculan los flujos que ingresan y salen del sistema definido. Así en la sección 5.1.1 se realizan los balances de masa y estimaciones energéticas de cada una de las etapas que componen el proceso productivo. En la sección 5.1.2, se calcula la magnitud de los flujos que deben ser suministrados al sistema *foreground*.

A continuación, en la Tabla 17, se resume los flujos de entrada y salida al sistema obtenidos en los desarrollos de las secciones mencionadas anteriormente. Los flujos están normalizados acorde a la unidad funcional (1 kg de micoproteína congelada), cuyos valores se obtienen multiplicando los flujos del inventario (secciones 5.1.1 y 5.1.2) por la unidad de tiempo que el sistema tarda en generar 1 kg, es decir, 22,55 segundos. Esta tabla representa la base de datos requerida para la etapa de Evaluación de Impactos del estudio de ACV.

Tabla 17: Resumen inventario de ciclo de vida del sistema micoproteínas comerciales.

Etapa	Tipo de flujo	Componente	Flujo	Unidad
Upstream				
Abastecimiento de agua	Recurso	Agua	104,96	kg/UF
Producción de amoníaco	Flujo material	Amoníaco	0,65	kg/UF
Producción de oxígeno	Flujo material	Oxígeno	0,66	kg/UF
Producción de Glucosa	Flujo material	Glucosa	1,53	kg/UF
Producción de electricidad	Flujo energético	Electricidad	0,68	kWh/UF
Producción de Diesel	Flujo material	Diesel	23,99	kg/UF
Foreground				
Generación de vapor	Emisión	CO2	74,51	kg/UF
	Emisión	Vapor de agua	33,02	kg/UF
Fermentación	Emisión	CO2	0,93	kg/UF
Downstream				
Tratamiento aguas residuales	Residuo	Agua residual	6,32	kg/UF

5.1.1 Modelamiento flujos materiales y energéticos etapas *Foreground*

En la presente sección se presenta la metodología con la cual se modelan las etapas del *foreground*. En la Figura 21, se presenta el diagrama de bloques, con la numeración de las corrientes contempladas en el proceso. En la Tabla 18 se resume la potencia eléctrica requerida por las etapas del proceso. En la Tabla 19, se presentan la magnitud de los flujos másicos, totales y por especie, de las corrientes del proceso. Dichas magnitudes se obtienen en el desarrollo de la modelación de cada etapa expuestas desde la sección 5.1.1.1 a la 5.1.1.8.

Tabla 18: Potencia eléctrica requerida en etapas del proceso de micoproteínas comerciales.

Etapa	Potencia kW
Mezclado	20,00
Fermentación	72,12
Centrifugación	7,50
Congelado	9,55
Total	109,17

Tabla 19: Composición flujos másicos sistema Foreground proceso de producción micoproteínas comerciales.

Flujo [kg/h]	C ₂ H ₄ O ₂	NH ₃	O ₂	Micoproteína	Micoproteína diluida	CO ₂	H ₂ O Celular	H ₂ O Celular diluido	Agua	Vapor de agua residual	Metano	Aire	Light Diesel	Total
1	-	-	-	-	-	-	-	-	941,7	-	-	-	-	941,7
2	243,6	103,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	347,5
3	243,6	103,8	-	-	-	-	-	-	3562,1	-	-	-	-	3909,6
4	243,6	103,8	-	-	-	-	-	-	3562,1	-	-	-	-	3909,6
5	-	-	104,9	-	-	-	-	-	-	-	-	2491,8	-	2596,7
6	-	-	-	-	-	149,0	-	-	-	-	-	2491,8	-	2640,8
7	76,0	19,0	0,0	57,0	-	-	76,8	-	3559,8	-	-	-	-	3788,6
8	76,0	19,0	0,0	39,9	17,1	-	53,8	23,0	3559,8	-	-	-	-	3788,6
9	-	-	-	39,9	-	-	53,8	-	65,9	-	-	-	-	159,6
10	-	-	-	39,9	-	-	53,8	-	65,9	-	-	-	-	159,6
11	76,0	19,0	0,0	-	17,1	-	-	23,0	3493,8	-	-	-	-	3629,0
12	76,0	19,0	0,0	-	17,1	-	-	23,0	873,5	-	-	-	-	1008,6
13	-	-	-	-	-	-	-	-	2620,4	-	-	-	-	2620,4
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3850,2	3850,2
15	-	-	-	-	-	-	-	-	12179,5	-	-	-	-	12179,5
16	-	-	-	-	-	11958,3	-	-	-	5299,7	1,2	-	-	17259,1
17a	-	-	-	-	-	-	-	-	49399,1	-	-	-	-	49399,1
17b	-	-	-	-	-	-	-	-	11498,6	-	-	-	-	11498,6
18a	-	-	-	-	-	-	-	-	49399,1	-	-	-	-	49399,1
18b	-	-	-	-	-	-	-	-	11498,6	-	-	-	-	11498,6
19	-	-	-	-	-	-	-	-	3630,2	-	-	-	-	3630,2
20	-	-	-	-	-	-	-	-	24853,6	-	-	-	-	24853,6
21	-	-	-	-	-	-	-	-	24853,6	-	-	-	-	24853,6
22	-	-	-	-	-	-	-	-	47750,3	-	-	-	-	47750,3
23	-	-	-	-	-	-	-	-	47750,3	-	-	-	-	47750,3

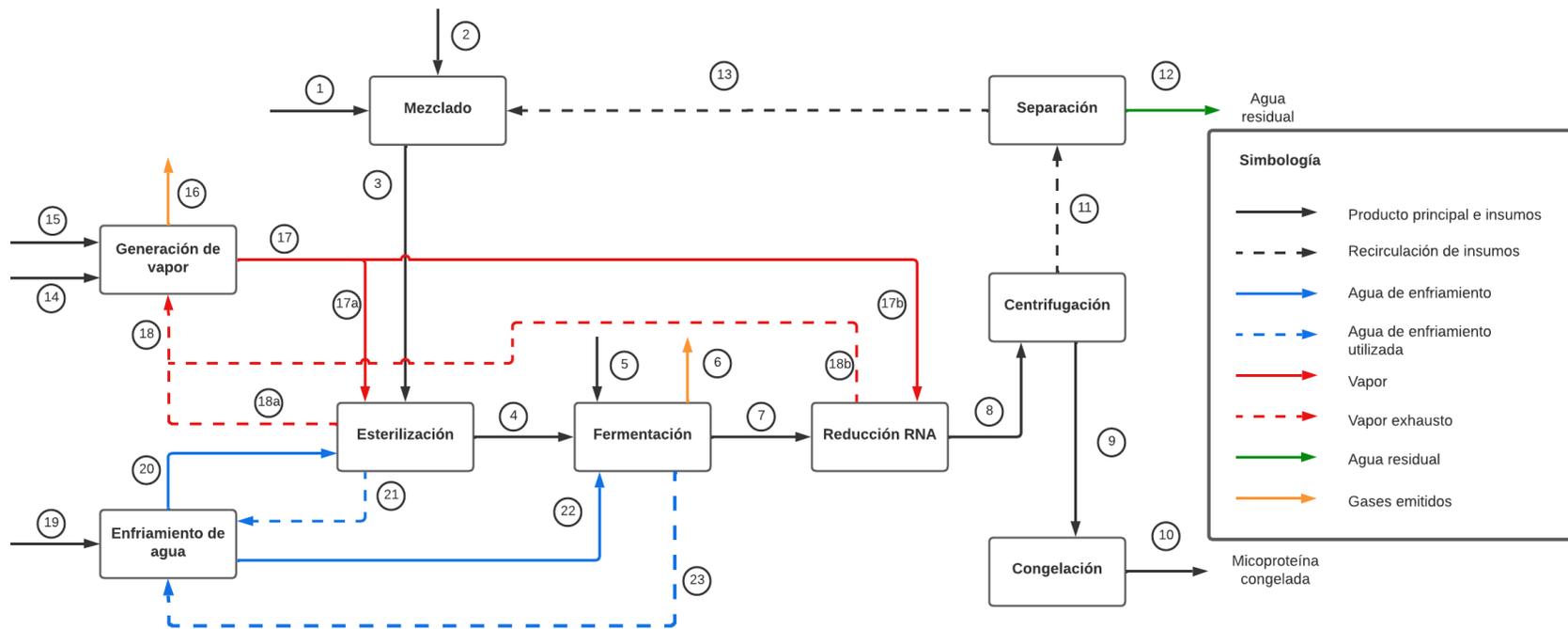


Figura 21: Diagrama de bloques y numeración de corrientes del proceso de producción micoproteínas comerciales.

5.1.1.1 Fermentación

En la Figura 22, se esquematiza los flujos de entrada y salida en la etapa de fermentación. Donde los flujos 4 y 7 corresponden a la entrada y salida del producto principal, el flujo 5 a la alimentación de aire, el flujo 6 a la emisión de gases producidos producto de la fermentación, mientras que los flujos 22 y 23 son las corrientes de entrada y salida de enfriamiento para el retiro del calor generado.

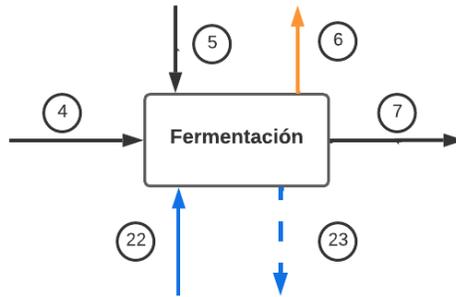
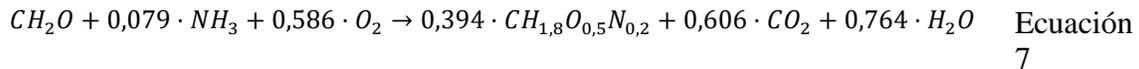


Figura 22: Diagrama de bloque de la etapa de Fermentación.

En esta etapa ocurre la producción de biomasa, descrita por la reacción estequiométrica de crecimiento microbiano de la Ecuación 7, cuyo desarrollo se presenta la sección “Estequiometría microbiana” del Anexo A.1.1: Fermentación. En esta ecuación se establecen las relaciones molares de productos y reactivos asociados a la producción del microorganismo cuya composición elemental aproximada es de la forma $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$. En este caso la fuente de carbono es glucosa, polímero cuya fórmula química es $C_6H_{12}O_6$, pero que para efectos de balance en la ecuación estequiométrica se normaliza por sus átomos de carbono quedando de la forma CH_2O , tal como se explica la sección “3.3.7 Fermentación” del capítulo Antecedentes. El rendimiento de producción de biomasa por cantidad de sustrato es de $Y_{X/S} = 0,34 \text{ g biomasa/g glucosa}$ [49]. Además, la tasa de crecimiento con la que ocurre la reacción es de $\mu = 0,19 \text{ h}^{-1}$.



Balances de masa

A continuación, se presentan las ecuaciones de balance de masa, en las que se toma como volumen de control el líquido dentro del fermentador.

1. **Balance global:** Se toma como volumen de control el líquido dentro del reactor, que tiene como corrientes de entrada la corriente de alimentación de sustratos F_4 , $m_{5,C}$ correspondiente al flujo másico de la especie C requerido por la reacción. Las corrientes de salida son F_7 asociada al producto principal y $m_{6,E}$ que corresponde al flujo de gaseoso de la especie E producido por la reacción.

$$0 = \rho F_4 + m_{5,O_2} - \rho F_7 - m_{6,CO_2} \quad \text{Ecuación 8}$$

2. Balance de la especie CH_2O :

$$0 = F_4 \cdot C_{4,CH_2O} - r_{CH_2O} \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_{CH_2O}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 9}$$

3. Balance de la especie NH_3 :

$$0 = F_4 \cdot C_{4,NH_3} - r_{NH_3} \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_{NH_3}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 10}$$

4. Balance de la especie O_2 :

$$0 = m_{5,O_2} - r_{O_2} \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_{O_2}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 11}$$

5. Balance de la especie $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$:

$$0 = r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}} \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}} \quad \text{Ecuación 12}$$

6. Balance de la especie CO_2 :

$$0 = r_{CO_2} \cdot V_{liq} - m_{6,CO_2} \quad \text{Ecuación 13}$$

7. Balance de la especie H_2O (Intracelular):

$$0 = r_{H_2O} \cdot V_{liq} - \rho \cdot F_7 \cdot x_{7,H_2O}(\text{Intracelular}) \quad \text{Ecuación 14}$$

8. Ley cinética:

$$-r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}} = \mu \cdot C_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 15}$$

9. Relaciones entre cinéticas de cada especie:

$$\begin{aligned} \frac{r_{CH_2O}}{PM_{CH_2O}} &= \frac{r_{NH_3}}{PM_{NH_3}} \cdot \frac{1}{0,079} = \frac{r_{O_2}}{PM_{O_2}} \cdot \frac{1}{0,586} = -\frac{r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}}{PM_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}} \cdot \frac{1}{0,394} \\ &= -\frac{r_{CO_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \frac{1}{0,606} = -\frac{r_{H_2O}}{PM_{H_2O}} \cdot \frac{1}{0,764} \end{aligned} \quad \text{Ecuación 16}$$

En la sección “Balances de masa” del Anexo A.1.1: Fermentación, se presenta el desarrollo de las ecuaciones y la memoria de cálculo, con la que se obtienen los principales parámetros que modelan los flujos másicos de la reacción ocurrida en la etapa. En la Tabla 20 se exponen los valores obtenidos a partir del sistema.

Tabla 20: Solución de variables que modelan la etapa

Variable	Valor	Unidad
r_D	2,85	$[(kg \text{ de } D) m^{-3} h^{-1}]$
F_4	3,921	$[m^3 h^{-1}]$
F_7	3,800	$[m^3 h^{-1}]$
$m_{7,F}$	76,819	$[kg h^{-1}]$
C_{A0}	62,133	$[kg m^{-3}]$
C_{B0}	26,482	$[kg m^{-3}]$
$m_{5,C}$	104,906	$[kg h^{-1}]$
$m_{6,E}$	149,048	$[kg h^{-1}]$

Calor generado

En la sección “Calor metabólico” del Anexo A.1.1: Fermentación, se presentan las ecuaciones y memoria de cálculo que permiten estimar el calor producido por el crecimiento microbiano. De lo cual se obtiene que la etapa produce el flujo de calor Q_{GR} presente en la Ecuación 17.

$$Q_{GR} = -1.397.481 \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad \text{Ecuación 17}$$

La magnitud de la corriente de agua de enfriamiento F_{22} requerida para el retiro del calor producido, se presenta en la Ecuación 18. La memoria de cálculo para su estimación se presenta en la sección “Flujo de enfriamiento” del Anexo A.1.1: Fermentación.

$$F_{22} = 47,89 \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad \text{Ecuación 18}$$

Aireación

En el apartado “Potencia Aireación” del Anexo A.1.1: Fermentación, se presenta el cálculo para la obtención del flujo de aireación $m_{5,aire}$ requerido por la etapa, cuya magnitud corresponde a la presentada en la Ecuación 19, además en la sección mencionada se calcula la potencia asociada a la compresión del gas P_G , cuyo valor se presenta en la Ecuación 20.

$$F_5 = 878,047 \left[\frac{m^3}{s} \right] \quad \text{Ecuación 19}$$

$$P_G = 72.118 [W] \quad \text{Ecuación 20}$$

Flujos de la etapa

Con el valor de las variables encontradas en esta sección, se hace posible caracterizar los flujos de entrada y salida de la etapa. En el apartado “Flujos de la etapa” del Anexo A.1.1: Fermentación, se

presenta la memoria de cálculo que permite la obtención de los flujos másicos que se presentan en la Tabla 21.

Tabla 21: Flujos másicos etapa de fermentación.

Flujo	CH ₂ O	NH ₃	O ₂	CH _{1,8} O _{0,5} N _{0,2}	CO ₂	H ₂ O _{cell}	Agua	Aire	Total	T [°C]
m ₄ [kg h ⁻¹]	243,65	103,85	–	–	–	–	3562,07	–	3909,56	30
m ₅ [kg h ⁻¹]	–	–	104,91	–	–	–	–	2491,78	2596,68	30
m ₆ [kg h ⁻¹]	–	–	–	–	149,05	–	–	2491,78	2640,82	30
m ₇ [kg h ⁻¹]	76,00	19,00	0,03	57,00	–	76,82	3559,75	–	3788,60	30
m ₂₂ [kg h ⁻¹]	–	–	–	–	–	–	47750,26	–	47750,26	15
m ₂₃ [kg h ⁻¹]	–	–	–	–	–	–	47750,26	–	47750,26	22

5.1.1.2 Reducción de RNA

En esta etapa ingresa la corriente de producto principal para activar enzimas que degradan el contenido de RNA. Para lo anterior se eleva la temperatura del fluido a 68 °C. Esta operación tiene como efecto la degradación del contenido de biomasa en un 30%.

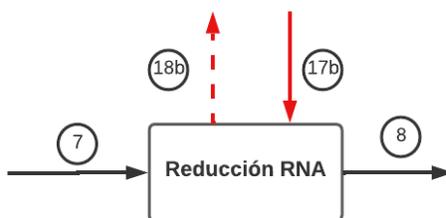


Figura 23: Diagrama de bloque de Reducción de RNA

Flujos de calor

El calor que se debe suministrar en esta etapa corresponde al flujo Q_7 presente en la Ecuación 21, cuyo valor se obtiene en la memoria de cálculo presente en la sección “Aspectos energéticos” del Anexo A.1.2: Reducción de RNA. Luego la corriente de vapor m_{17b} que lo permite se presenta en la Tabla 56.

$$Q_7 = 602.069,16 \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad \text{Ecuación 21}$$

$$m_{17b} = 11.498,65 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad \text{Ecuación 22}$$

Composición flujo

Luego en la sección “Composición Flujo” del Anexo A.1.2: Reducción de RNA, se presenta la memoria de cálculo para la obtención de la composición del flujo de salida, cuyo resumen se presenta en la Tabla 22.

Tabla 22: Flujos máscicos etapa reducción de RNA

Flujo	CH ₂ O	NH ₃	O ₂	CH _{1,8} O _{0,5} N _{0,2}	CH _{1,8} O _{0,5} N _{0,2} '	H ₂ O _{Cell}	H ₂ O _{Cell} '	Agua	Total	T [°C]
m ₇ [kg h ⁻¹]	76,00	19,00	0,03	57,00	—	76,82	—	3559,75	3788,60	30
m ₈ [kg h ⁻¹]	76,00	19,00	0,03	39,90	17,10	53,77	23,05	3559,75	3788,60	68
m _{17b} [kg h ⁻¹]	—	—	—	—	—	—	—	11.498,65	11.498,65	148
m _{18b} [kg h ⁻¹]	—	—	—	—	—	—	—	11.498,65	11.498,65	120

5.1.1.3 Centrifugación

En esta etapa el contenido de agua del flujo principal se debe disminuir a un 75%, tal como se especifica en los requerimientos del producto presentados en la sección 3.1.1 del capítulo Antecedentes. Para efectos de la modelación requerida para un ACV, se asume que ocurre una separación completa.

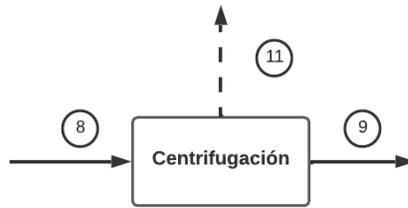


Figura 24: Diagrama de bloque de Centrifugación.

Composición flujos

En el Anexo A.1.3: Centrifugación, se presenta la memoria de cálculo con la que se obtiene la magnitud máscica de las especies contenidas en los flujos de la etapa, y que se resumen en la Tabla 23.

Tabla 23: Flujos máscicos etapa de centrifugación.

Flujo	CH ₂ O	NH ₃	O ₂	CH _{1,8} O _{0,5} N _{0,2}	CH _{1,8} O _{0,5} N _{0,2} '	H ₂ O _{Cell}	H ₂ O _{Cell} '	Agua	Total	T [°C]
m ₈ [kg h ⁻¹]	76,00	19,00	0,03	39,90	17,10	53,77	23,05	3559,75	3788,60	30
m ₉ [kg h ⁻¹]	—	—	—	39,90	—	53,77	—	65,93	159,60	30
m ₁₁ [kg h ⁻¹]	76,00	19,00	0,03	—	17,10	—	23,05	3493,83	3629,00	30

Potencia eléctrica

Para la obtención de la potencia que requiere la operación de esta etapa, se selecciona un equipo con las características señaladas en la sección 3.3.11 del capítulo de Antecedentes. De acuerdo con lo mencionado se escoge el producto “*Bacteria Disc Stack Centrifugal Separator disc centrifuge*” [50], cuyos detalles técnicos se presentan en el Anexo A.1.3: Centrifugación. Así para el flujo principal m₈ = 3788 [kg h⁻¹] la potencia requerida P_{Centrifugación} se presenta en la Ecuación 23.

$$P_{\text{Centrifugación}} = 7,5 \text{ [kW]} \quad \text{Ecuación 23}$$

5.1.1.4 Congelación

En esta etapa no ocurre cambios en la composición de la corriente principal, sino que se le aplica una corriente de aire frío que permite que la corriente m_9 se congele, dando como producto final del sistema la corriente m_{10} . Así la composición de m_{10} es la misma de m_9 , cuyas composiciones se resumen en la Tabla 24.

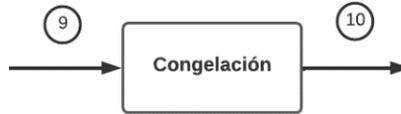


Figura 25: Diagrama de bloque Congelación.

Tabla 24: Composición flujos másicos etapa de Congelación

Flujo	$CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	H_2O_{cell}	Agua	Total	$T [^{\circ}C]$
$m_9 [kg h^{-1}]$	39,90	53,77	65,93	159,60	30
$m_{10} [kg h^{-1}]$	39,90	53,77	65,93	159,60	-1

Potencia eléctrica

Para el cálculo de la potencia eléctrica de esta etapa se considera la elección de un equipo de similares características a la descritas en la sección 3.3.12, del capítulo de Antecedentes. Bajo estas consideraciones se escoge el equipo “Quick Freezing Small Freezer Tunnel” [51]. En el Anexo A.1.4: Congelación, se presentan las especificaciones técnicas del equipo, de donde se obtiene que la potencia de un túnel congelador con capacidad de $m_9 = 159,60 [kg h^{-1}]$, requiere la potencia eléctrica $P_{Congelamiento}$ que se presenta en la Ecuación 24.

$$P_{Congelamiento} = 9,55 [kW] \quad \text{Ecuación 24}$$

5.1.1.5 Separación

Esta etapa tiene como fin representar la recirculación de agua que usualmente se utiliza en la industria de la biotecnología, tal como se presenta en la sección 3.3.11, del capítulo de Antecedentes. Por lo anterior asume que se recirculará el 80% del agua del sobrenadante (corriente m_{11}) proveniente de la centrifugación, para efectos de simplificación de modelamiento se asume que con la purga (corriente m_{12}) se eliminan todas las especies presentes en la solución, evitando así acumulación en la fermentación, conformando la salida del sistema como corriente de agua residual.

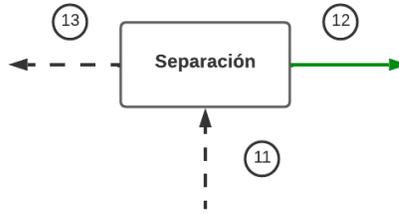


Figura 26: Digrana de bloque etapa Separación.

En el Anexo A.1.5: Separación, se presenta la memoria de cálculo con la cual se obtiene la composición de las corrientes asociadas a esta etapa, las cuales se resumen en la Tabla 25.

Tabla 25: Composición flujos máscicos etapa Separación.

Flujo	CH_2O	NH_3	O_2	$CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}'$	H_2O_{cell}'	Agua	Total	$T [^{\circ}C]$
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	17,10	23,05	3493,83	3629,00	18
$m_{12} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	17,10	23,05	873,46	1008,63	18
$m_{13} [kg h^{-1}]$	—	—	—	—	—	2620,37	2620,37	18

5.1.1.6 Esterilización

En esta etapa se eleva la temperatura del flujo de producto principal m_3 hasta $121^{\circ}C$, y luego debe bajarse hasta la temperatura de operación con la que se alimenta al fermentador $30^{\circ}C$. Para la modelación de esta etapa se considera los aspectos de calentamiento y enfriamiento presentados en la sección 3.3.5 del capítulo Antecedentes, contemplando las subetapas de precalentado en el *recovery*, calentamiento con vapor y enfriamiento. En el Anexo A.1.6: Esterilización, se presenta la memoria de cálculo con la que se obtiene la corriente de vapor m_{17a} y el flujo de enfriamiento m_{20} . Además, se considera que la composición del flujo principal (m_3 y m_4) no se ve afectada por el proceso de esterilización. Los resultados de composición de cada flujo asociado a esta etapa se presentan en la Tabla 26.

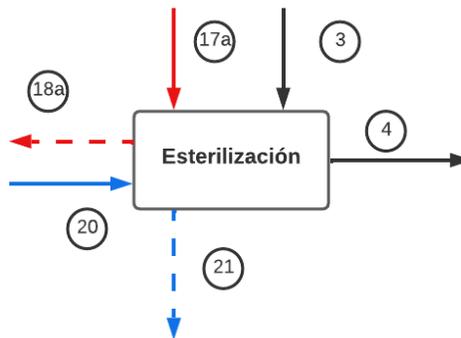


Figura 27: Diagrama de bloque etapa Esterilización.

Tabla 26: Composición flujos máscicos etapa Esterilización

Flujos	CH_2O	NH_3	Agua	Total	$T [^{\circ}C]$
--------	---------	--------	------	-------	-----------------

m_3 [$kg\ h^{-1}$]	243,65	103,85	3562,07	3909,56	18
m_4 [$kg\ h^{-1}$]	243,65	103,85	3562,07	3909,56	30
m_{17a} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	90.054,99	90.054,99	148
m_{18a} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	90.054,99	90.054,99	138
m_{20} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	50.824,31	50.824,31	15
m_{21} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	50.824,31	50.824,31	22

5.1.1.7 Mezclado

En la etapa de mezclado ingresan los insumos para la preparación de la corriente principal m_3 , donde se mezclan los nutrientes principales como glucosa y amoníaco, que ingresan por la corriente m_2 y la recarga de agua por m_1 , la proporción principal de agua es suministrada por m_{13} proveniente de la recirculación de este elemento. En el Anexo A.1.7: Mezclado, se presenta la memoria de cálculo con la que se obtiene la composición de los flujos asociados a la etapa y que se resumen en la Tabla 27.

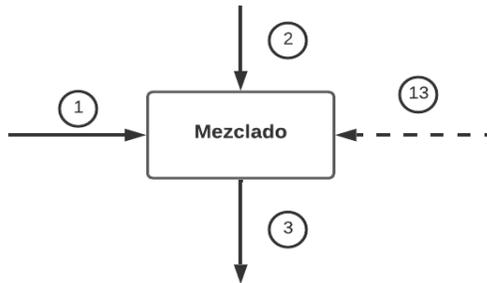


Figura 28: Diagrama de bloque etapa Mezclado.

Tabla 27: Composición flujos máscos etapa de Mezclado.

Flujo	CH_2O	NH_3	Agua	Total	T [$^{\circ}C$]
m_1 [$kg\ h^{-1}$]	–	–	941,70	941,70	18
m_2 [$kg\ h^{-1}$]	243,65	103,85	–	243,65	18
m_3 [$kg\ h^{-1}$]	243,65	103,85	3562,07	3909,56	18
m_{13} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	2620,37	2620,37	18

Potencia requerida

En el Anexo anteriormente mencionado también se presenta el cálculo para la obtención de la potencia de agitación, en la que se considera un volumen de mezclado de $5\ m^3$ y un consumo promedio de potencia eléctrica de $4\ kW$ por cada metro cúbico [3], con lo que se obtiene la potencia de mezclado $P_{Mezclado}$ presentada en la Ecuación 25.

$$P_{Agitación} = 4 \left[\frac{kW}{m^3} \right] \cdot 5[m^3] = 20 [kW] \quad \text{Ecuación 25}$$

5.1.1.8 Generación de vapor

En esta etapa, esquematizada por la Figura 29, se produce el vapor requerido por el proceso, representado por la corriente m_{17} , que suministra a las etapas de esterilización y reducción de RNA. Las corrientes m_{14} y m_{15} , corresponden al agua y diesel que se utilizan como insumo para llevar a cabo la etapa, mientras que la corriente m_{16} es el flujo de gases emitidos por causa de la combustión.

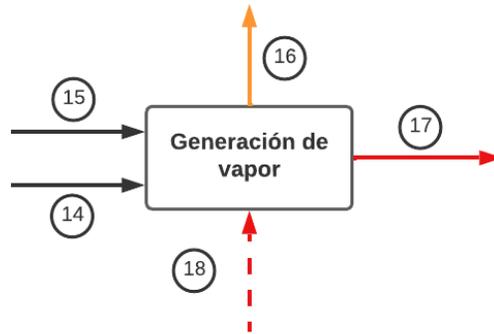


Figura 29: Diagrama de bloque etapa Generación de Vapor.

Para llevar a cabo esta etapa se requieren calderas industriales, tal como se menciona en la sección 3.3.10. Con lo anterior se escoge el equipo “*Industrial gas oil fired steam boiler*” [52], cuya representación y aspectos técnicos se presentan en el Anexo A.1.8: Generación de vapor. Con el modelo escogido es posible estimar la cantidad de diesel requerido para su funcionamiento. También, en el anexo se presenta las ecuaciones y datos para estimar los gases de combustión emitidos (CO_2 , H_2O y CH_4) y el agua de reposición necesaria. Respecto al recurso hídrico mencionado, como se explica en la sección 3.3.8, se estima como un equivalente al 20% del flujo de vapor que tiene que suministrar la etapa. De esta forma, en la Tabla 28, se resume la composición y magnitud de los flujos asociados a esta etapa.

Tabla 28: Composición flujos másicos etapa Generación de Vapor.

Flujo	Agua	CO2	CH4	Agua combustión	Diesel	Total	T [°C]
m_{14} [$kg\ h^{-1}$]	–	–	–	–	3.828,60	3.828,60	18
m_{15} [$kg\ h^{-1}$]	12.179,55	–	–	–	–	12.179,55	18
m_{16} [$kg\ h^{-1}$]	–	11.891,18	1,17	5.269,96	–	17.162,30	> 148
m_{17} [$kg\ h^{-1}$]	60.897,74	–	–	–	–	60.897,74	148
m_{18} [$kg\ h^{-1}$]	60.897,74	–	–	–	–	60.897,74	138

5.1.1.9 Enfriamiento de agua

De lo presentado en antecedentes, por cada 5,5 °C que se disminuye la temperatura el caudal evaporado es alrededor de un 1% [23]. Como se requiere disminuir de 22 a 15 °C, corresponde a 7 °C de disminución por lo que se sobreestima la pérdida de un 2% de caudal. Además, existen pérdidas asociadas a tratamiento previo del agua. Se toma como pérdida total un 5%.

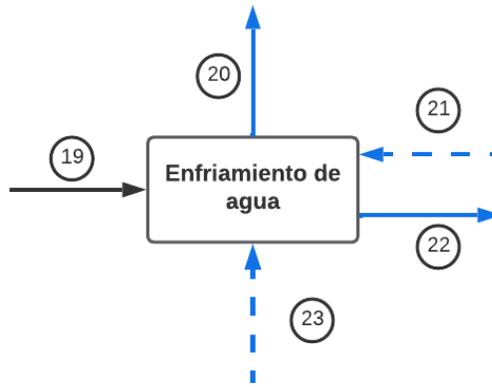


Figura 30: Diagrama de bloque enfriamiento de agua proceso microteínas comerciales.

Según lo descrito se obtiene que la corriente de agua de reposición m_{19} para la torre de enfriamiento se presenta en la Ecuación 26. Luego en la Tabla 29, se presentan los flujos máscicos asociados a la etapa.

$$m_{19} = 0,05 \cdot (m_{20} + m_{22}) = 4.928,73 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad \text{Ecuación 26}$$

Tabla 29: Flujos máscicos etapa enfriamiento de agua.

	Agua	Total	T [°C]
m_{19}	3630,20	3630,20	18
m_{20}	24853,65	24853,65	15
m_{21}	24853,65	24853,65	22
m_{22}	47750,26	47750,26	15
m_{23}	47750,26	47750,26	22

5.1.2 Modelamiento sistema *background*

Las etapas del sistema *background* corresponden a las del *upstream* que provee los insumos que requiere el *foreground*, y el sistema *downstream* que corresponde a los flujos que se desechan del sistema *foreground*. Para las etapas de *background* sólo se calcula la magnitud que tienen asociada. A continuación, en las secciones 5.1.2.1 y 5.1.2.2, se calcula la magnitud para los flujos totales para cada uno de los sistemas.

5.1.2.1 *Upstream*

Producción de diesel

La etapa de producción de diesel contempla todo el combustible que se debe proveer al proceso que está dado por:

$$\text{Producción Diesel} = m_{14} = 3.828,00 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Abastecimiento y tratamiento de agua

Esta etapa contempla el suministro de todas las entradas de agua que requiere el proceso.

$$Distribución\ Agua = m_1 + m_{15} + m_{19} = 16.751,44 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción de amoníaco

El requerimiento de amoníaco que requiere el proceso productivo está dado por:

$$Producción\ de\ amoníaco = m_{2,NH_3} = 103,85 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción de oxígeno

El requerimiento de oxígeno que requiere el proceso productivo está dado por:

$$Producción\ de\ oxígeno = m_{5,O_2} = 104,91 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción de glucosa

El requerimiento de glucosa que requiere el proceso productivo está dado por:

$$Producción\ de\ glucosa = m_{2,C_6H_{12}O_6} = 243,65 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción y distribución de electricidad

El requerimiento eléctrico que requiere el proceso productivo está dado por:

$$\begin{aligned} Producción\ electricidad &= P_{Mezclado} + P_{Fermentación} + P_{Centrifugación} + P_{Congelado} \\ &= 109,17 [kW] \end{aligned}$$

5.1.2.2 Downstream

Tratamiento aguas residuales

El flujo de agua que se debe tratar luego del proceso productivo está dado por

$$Aguas\ residuales = m_{12} = 1.008,63 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

5.2 Modelamiento Micoproteínas a partir de alga

Acorde a la “Figura 19: Límites del sistema.”, en esta sección se calculan los flujos que ingresan y salen del sistema definido. Así en la sección 5.2.1 se realizan los balances de masa y estimaciones energéticas de cada una de las etapas que componen el proceso productivo. En la sección 5.2.2, se calcula la magnitud de los flujos que deben ser suministrados al sistema *foreground*.

A continuación, se resume los flujos de entrada y salida al sistema obtenidos en los desarrollos de las secciones mencionadas anteriormente. Los flujos están normalizados acorde a la unidad funcional (1 kg de micoproteína congelada) cuyos valores se obtienen multiplicando los flujos del inventario (secciones 5.2.1 y 5.2.2) por la unidad de tiempo que el sistema tarda en generar 1 kg, es decir, 12,63 segundos. Esta tabla representa la base de datos requerida para la etapa de Evaluación de Impactos del estudio de ACV.

Tabla 30: Resumen inventario de ciclo de vida del sistema micoproteínas a partir de algas.

Etapas	Tipo de flujo	Descripción	Flujo	Unidad
Upstream				
Abastecimiento de agua	Recurso	Agua	58,19	kg/UF
Producción de amoníaco	Flujo material	Amoníaco	0,36	kg/UF
Producción de oxígeno	Flujo material	Oxígeno	0,06	kg/UF
Cultivo alga	Flujo material	Alga	10,40	kg/UF
Producción de electricidad	Flujo energético	Electricidad	0,43	kWh/UF
Producción de Diesel	Flujo material	Diesel	13,43	kg/UF
Foreground				
Secado	Emisión	Vapor de agua	9,77	kg/UF
Fermentación	Emisión	CO2	0,20	kg/UF
Generación de Vapor	Emisión	CO2	41,72	kg/UF
	Emisión	Vapor de agua	18,49	kg/UF
Downstream				
Tratamiento aguas residuales	Residuo	Origen: Lavado	0,36	kg/UF
	Residuo	Origen: Separación	3,29	kg/UF

5.2.1 Modelamiento etapas *Foreground*

En la presente sección se presenta la metodología con la cual se modelan las etapas en régimen continuo del sistema *foreground*. En la Figura 31, se presenta el diagrama de bloques, con la numeración de las corrientes contempladas en el proceso. En la Tabla 31, se resume la potencia eléctrica requerida por las etapas del proceso. Mientras que en la Tabla 32 se presentan la magnitud de los flujos másicos, totales y por especie de las corrientes del proceso. Dichas magnitudes se obtienen en el desarrollo de la modelación de cada etapa expuestas desde la sección 5.2.1.1 a la 5.2.1.11.

Tabla 31: Potencia eléctrica requerida por cada etapa.

Etapa	Potencia [kW]
Lavado	7
Molienda	5,5
Mezclado	20
Fermentación	72,12
Centrifugación	7,5
Congelación	9,55
Total potencia instalada	121,67

Tabla 32: Composición flujos másicos sistema Foreground proceso de producción micoproteínas a partir de algas.

Flujo [kg/h]	Alga	C ₆ H ₈ O ₆	NH ₃	O ₂	Micoproteína	CO ₂	H ₂ O	Agua	Agua residual	Vapor de agua residual	Metano	Aire	Light Diesel	Total
1	2963,10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2963,1
2a	-	-	-	-	-	-	-	103,7	-	-	-	-	-	103,7
2b	-	-	-	-	-	-	-	-	103,7	-	-	-	-	103,7
3	2963,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2963,1
4	-	177,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	177,8
5	-	177,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	177,8
6	-	-	102,1	-	-	-	-	996,7	-	-	-	-	-	1098,8
7	-	177,8	102,1	-	-	-	-	3563,8	-	-	-	-	-	3843,7
8	-	177,8	102,1	-	-	-	-	3563,8	-	-	-	-	-	3843,7
9	-	-	-	17,8	-	-	-	-	-	-	-	2491,8	-	2509,6
10	-	-	-	-	-	56,0	-	-	-	-	-	2491,8	-	2547,8
11	-	76,0	19,0	0,0	57,0	-	16,9	3619,7	-	-	-	-	-	3788,6
12	-	14,3	-	-	57,0	-	16,9	196,9	-	-	-	-	-	285,0
13	-	14,3	-	-	57,0	-	16,9	196,9	-	-	-	-	-	285,0
14	-	61,8	19,0	0,0	-	-	-	3422,8	-	-	-	-	-	3503,6
15	-	61,8	19,0	0,0	-	-	-	855,7	-	-	-	-	-	936,5
16	-	-	-	-	-	-	-	2567,1	-	-	-	-	-	2567,1
17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3828,6	3828,6
18	-	-	-	-	-	-	-	11873,4	-	-	-	-	-	11873,4
19	-	-	-	-	-	11891,2	-	-	-	5270,0	1,2	-	-	17162,3
20	-	-	-	-	-	-	-	48566,9	-	-	-	-	-	48566,9
21	-	-	-	-	-	-	-	48566,9	-	-	-	-	-	48566,9
22	-	-	-	-	-	-	-	3609,3	-	-	-	-	-	3609,3
23	-	-	-	-	-	-	-	24435,0	-	-	-	-	-	24435,0
24	-	-	-	-	-	-	-	24435,0	-	-	-	-	-	24435,0
25	-	-	-	-	-	-	-	47750,3	-	-	-	-	-	47750,3
26	-	-	-	-	-	-	-	47750,3	-	-	-	-	-	47750,3
27	-	-	-	-	-	-	-	10800,0	-	-	-	-	-	10800,0
28	-	-	-	-	-	-	-	10800,0	-	-	-	-	-	10800,0

29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2785,3	-	-	-	2785,3
----	---	---	---	---	---	---	---	---	---	--------	---	---	---	--------

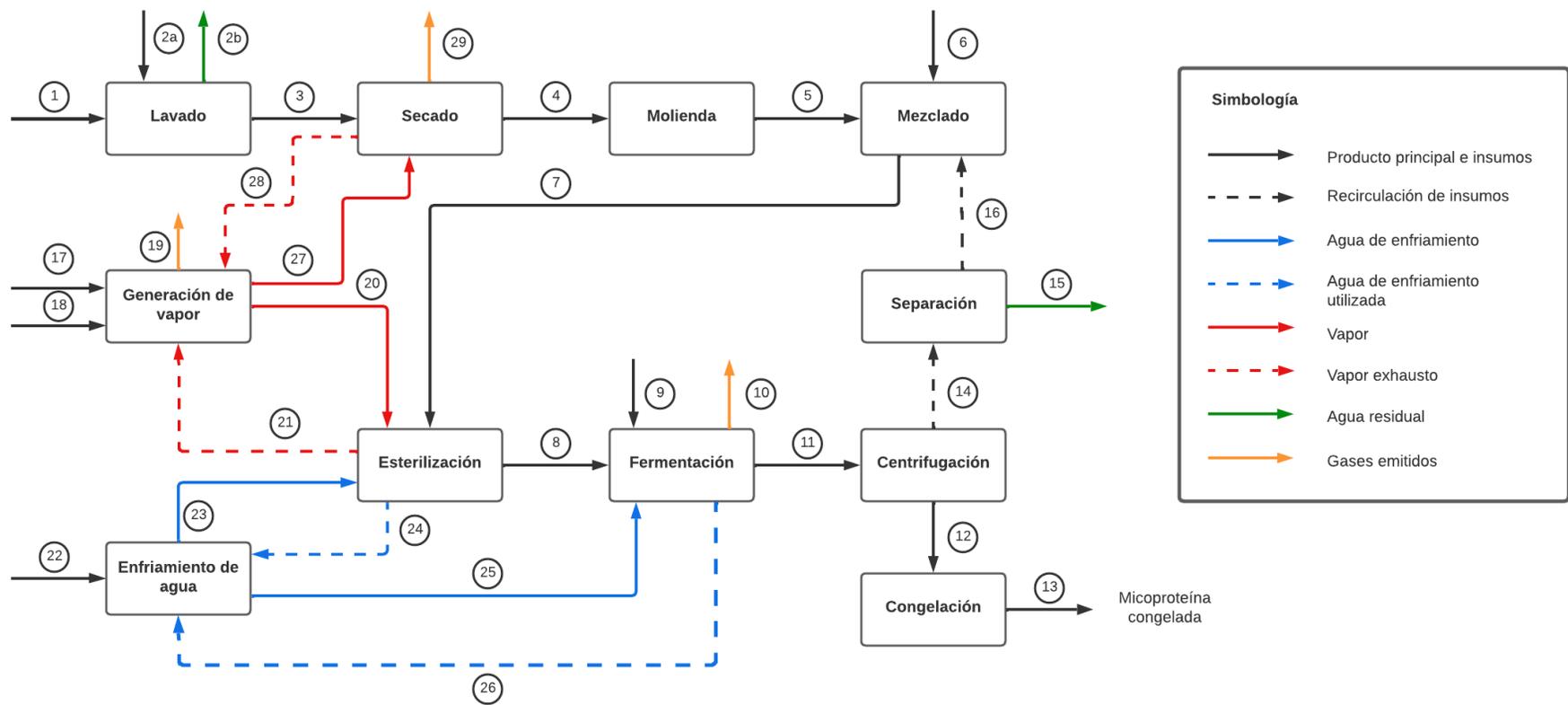


Figura 31: Diagrama de bloques y numeración de corrientes del proceso de producción micoproteínas a partir de algas.

5.2.1.1 Fermentación

En la Figura 32, se esquematiza los flujos de entrada y salida en la etapa de fermentación. Donde los flujos 8 y 11 corresponden a la entrada y salida del producto principal, el flujo 9 a la alimentación de aire, el flujo 10 a la emisión de gases producidos producto de la fermentación, mientras que los flujos 25 y 26 son las corrientes de enfriamiento de entrada y salida para el retiro del calor generado.

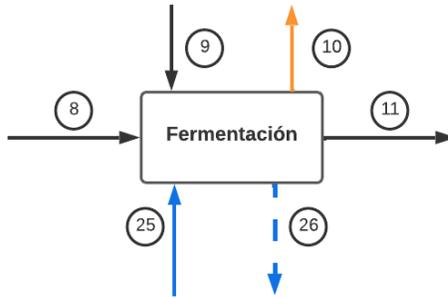
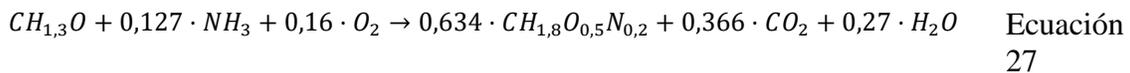


Figura 32: Diagrama de bloque etapa de fermentación.

En esta etapa ocurre la producción de biomasa, descrita por la reacción estequiométrica de crecimiento microbiano de la Ecuación 27, cuyo desarrollo se presenta la sección “Estequiometría microbiana” del Anexo B.1.1: Fermentación. En esta ecuación se establecen las relaciones molares de productos y reactivos asociados a la producción del microorganismo cuya composición elemental aproximada es de la forma $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$. En este caso la fuente de carbono es el ácido algínico, polímero cuya fórmula química es $(C_6H_8O_6)_n$, pero que para efectos de balance en la ecuación estequiométrica se normaliza por sus átomos de carbono quedando de la forma $CH_{1,3}O$, tal como se explica la sección 3.3.7 Fermentación del capítulo Antecedentes. El rendimiento de producción de biomasa por cantidad de sustrato es de $Y_{X/S} = 0,56 \text{ g biomasa/g alga seca}$ [5]. En este caso, la tasa de crecimiento específica que se utiliza para modelar el avance de la reacción es $\mu = 0,19 \text{ h}^{-1}$, que corresponde al valor de las condiciones de crecimiento de *Fusarium venenatum* y no de *Paradendryphelia salina*. Lo anterior, se decide dado que no se encontraron datos cinéticos para la fermentación del microorganismo con algas, por lo que se escoge el parámetro cinético del caso de estudio comercial, dadas sus similitudes.



Para estimar los flujos requeridos por el sistema, se hará en base a la reacción de consumo de alginato que representa el 75,3% de la masa en base seca del alga, tal como se menciona en la sección 3.2.3 del capítulo de Antecedentes. En base a lo anterior los requerimientos y emisiones se ponderarán para estimar los asociados a las demás macromoléculas que el microorganismo consume del alga.

Balances de masa

A continuación, se presentan las ecuaciones de balance de masa, en las que se toma como volumen de control el líquido dentro del fermentador.

1. Balance global: Se toma como volumen de control el líquido dentro del reactor, que tiene como corrientes de entrada la corriente de alimentación de sustratos m_8 , y la corriente gaseosa m_{9,O_2} correspondiente al flujo másico oxígeno consumido por la reacción. Las corrientes de salida son m_{11} asociada al producto principal y m_{10,CO_2} que corresponde al flujo de CO_2 producido por la reacción.

$$0 = \rho F_8 + m_{9,O_2} - \rho F_{11} - m_{10,CO_2} \quad \text{Ecuación 28}$$

2. Balance de la especie $CH_{1,3}O$:

$$0 = F_8 \cdot C_{8,CH_{1,3}O} - r_{CH_{1,3}O} \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_{CH_{1,3}O}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 29}$$

3. Balance de la especie NH_3 :

$$0 = F_8 \cdot C_{8,NH_3} - r_{NH_3} \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_{NH_3}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 30}$$

4. Balance de la especie O_2 :

$$0 = m_{9,O_2} - r_{O_2} \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_{O_2}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 31}$$

5. Balance de la especie $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$:

$$0 = r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}} \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 32}$$

6. Balance de la especie CO_2 :

$$0 = r_{CO_2} \cdot V_{liq} - m_{10,CO_2} \quad \text{Ecuación 33}$$

7. Balance de la especie H_2O (Intracelular):

$$0 = r_{H_2O} \cdot V_{liq} - \rho \cdot F_{11} \cdot x_{11,H_2O(Intracelular)} \quad \text{Ecuación 34}$$

8. Ley cinética:

$$-r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}} = \mu \cdot C_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}^{Ferm} \quad \text{Ecuación 35}$$

9. Relaciones entre cinéticas de cada especie:

$$\begin{aligned} \frac{r_{CH_{1,3}O}}{PM_{CH_{1,3}O}} &= \frac{r_{NH_3}}{PM_{NH_3}} \cdot \frac{1}{0,127} = \frac{r_{O_2}}{PM_{O_2}} \cdot \frac{1}{0,16} = -\frac{r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}}{PM_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}} \cdot \frac{1}{0,634} \\ &= -\frac{r_{CO_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \frac{1}{0,366} = -\frac{r_{H_2O}}{PM_{H_2O}} \cdot \frac{1}{0,27} \end{aligned} \quad \text{Ecuación 36}$$

En la sección “Balances de masa” del Anexo B.1.1: Fermentación, se presenta el desarrollo de las ecuaciones y la memoria de cálculo, con la que se obtienen los principales parámetros que modelan los flujos másicos de la reacción ocurrida en la etapa. En la Tabla 33 se exponen los valores obtenidos a partir del sistema.

Tabla 33: Solución de variables que modelan la etapa.

Variable	Valor	Unidad
$r_{CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}}$	2,86	$[(kg \text{ de Biomasa}) m^{-3} h^{-1}]$
F_8	3,86	$[m^3 h^{-1}]$
F_{11}	3,80	$[m^3 h^{-1}]$
$m_{11,F}$	16,88	$[kg h^{-1}]$
C_{A0}	46,12	$[kg m^{-3}]$
C_{B0}	26,48	$[kg m^{-3}]$
$m_{9,C}$	17,79	$[kg h^{-1}]$
$m_{10,E}$	56,02	$[kg h^{-1}]$

Calor generado

El calor generado depende de la concentración de biomasa en el reactor, que es la misma en ambos casos de estudios. También depende de los calores de combustión de la biomasa y el sustrato. Respecto al calor de combustión de la biomasa su origen corresponde a un dato experimental, mientras que el calor de combustión del sustrato en última instancia depende de su entalpía de formación, que para el caso del alginato no se encuentra documentada. Por lo anterior, se utiliza como aproximación el calor de combustión de la glucosa. Esto último lleva a que la estimación numérica del calor generado Q_{GR} sea la misma que en el caso de micoproteína comercial, es decir, $Q_{GR} = -1.397.481 [kJ/h]$ y su respectiva corriente de enfriamiento $F_{25} = 47,89 [m^3/h]$. Ambos valores se extraen de lo expuesto en el apartado “Calor generado” de la sección 5.1.1.1 Fermentación, cuya memoria de cálculo se encuentra en el Anexo A.1.1: Fermentación.

Flujo de aire

El flujo de aire requerido depende del volumen de líquido en el reactor. Como en ambos casos de estudio se utiliza el mismo volumen de reactor y líquido, la magnitud del flujo de aireación no cambia, así como tampoco la potencia requerida. Dado lo anterior se utilizan los valores obtenidos en el apartado “Aireación” de la sección 5.1.1.1 Fermentación, cuya memoria de cálculo se encuentra en el Anexo A.1.1: Fermentación. De donde se obtiene la magnitud de flujo de aireación es $F_9 = 878,047 [m^3/s]$ y la potencia requerida $P_G = 72.118 [W]$.

Flujos de la etapa

Con el valor de las variables encontradas en esta sección, se hace posible caracterizar los flujos de entrada y salida de la etapa. En el apartado “Flujos de la etapa” del Anexo B.1.1: Fermentación, se presenta la memoria de calculo que permite la obtención de los flujos masicos que se presentan en la Tabla 34.

Tabla 34: Flujos másicos etapa de fermentación.

Flujo	$CH_{1,3}O$	NH_3	O_2	$CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	CO_2	H_2O_{Cell}	Agua	Aire	Total	$T [^{\circ}C]$
$m_8 [kg h^{-1}]$	177,79	102,10	—	—	—	—	3563,82	—	3843,70	30
$m_9 [kg h^{-1}]$	—	—	17,79	—	—	—	—	2491,78	2509,57	30
$m_{10} [kg h^{-1}]$	—	—	—	—	56,02	—	—	2491,78	2547,79	30
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	57,00	—	16,88	3619,70	—	3788,60	30
$m_{25} [kg h^{-1}]$	—	—	—	—	—	—	47750,26	—	47750,26	15
$m_{26} [kg h^{-1}]$	—	—	—	—	—	—	47750,26	—	47750,26	22

5.2.1.2 Centrifugación

Al igual que en el caso de micoproteína comercial, en esta etapa el contenido de agua del flujo principal se debe disminuir a un 75%, tal como se especifica en la sección 3.1.1 del capítulo Antecedentes. Se asume separación completa de la micoproteína.

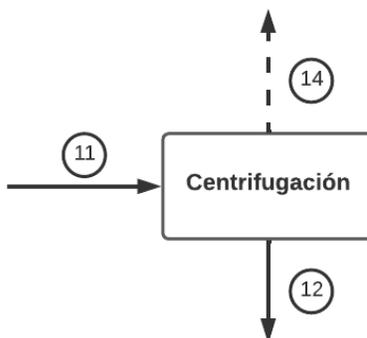


Figura 33: Diagrama de bloque centrifugación proceso micoproteínas a partir de algas.

Composición flujos

En el Anexo B.1.2: Centrifugación, se presentan las ecuaciones y datos con las que se obtiene la magnitud másica de las especies contenidas en los flujos de la etapa, y que se resumen en la Tabla 35.

Tabla 35: Resumen flujos másicos etapa centrifugación.

	$CH_{1,3}O$	NH_3	O_2	$CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	H_2O_{Celula}	Agua	Total	$T [^{\circ}C]$
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76	19	0,03	57	16,88	3619,70	3788,60	30
$m_{12} [kg h^{-1}]$	14,25	—	—	57	16,88	196,87	285,00	30
$m_{14} [kg h^{-1}]$	61,75	19	0,03	—	—	3422,82	3503,60	30

Potencia

En el Anexo B.1.2: Centrifugación, se presentan las consideraciones por las que se escoge la misma configuración de equipo que en el caso de micoproteína comercial, cuya potencia es $P_{Centrifuga} = 7,5 [kW]$.

5.2.1.3 Congelación

En esta etapa no ocurren cambios en la composición de la corriente principal, sino que se le aplica un flujo de aire frío que permite que la corriente m_{12} se congele, dando como producto final del sistema la corriente m_{13} . Así la composición de m_{13} es la misma de m_{12} , cuyas composiciones se resumen en la



Figura 34: Diagrama de bloque etapa congelación.

Tabla 36: Flujos máxicos etapa congelación.

Flujo	Alga hidrolizada	$CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	H_2O_{cell}	Agua	Total	T [°C]
$m_{12} [kg h^{-1}]$	14,25	57	16,88	196,87	285	30
$m_{13} [kg h^{-1}]$	14,25	57	16,88	196,87	285	-1

Potencia

Dada la magnitud del flujo a congelar $m_{12} = 285 [kg h^{-1}]$, se utilizan los mismos datos recopilados en la etapa de congelación del proceso de micoproteína comercial, ya que el flujo a tratar está en el mismo rango de capacidad de la maquina escogida. La descripción completa se encuentra en el apartado “Potencia” de la sección 5.1.1.4 Congelación.

5.2.1.4 Separación

Esta etapa tiene como fin representar la recirculación de agua que usualmente se utiliza en la industria de la biotecnología, tal como se presenta en la sección 3.3.11, del capítulo de Antecedentes. Por lo anterior asume que se recirculará el 75% del agua del sobrenadante (corriente m_{14}) proveniente de la centrifugación, para efectos de simplificación de modelamiento se asume que con la purga (corriente m_{15}) se eliminan todas las especies presentes en la solución, evitando así acumulación en la fermentación, conformando la salida del sistema de agua residual.

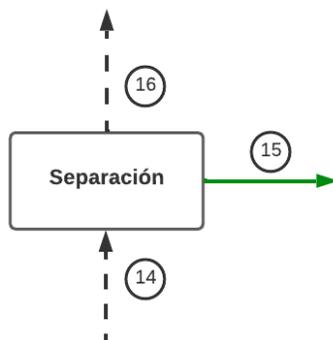


Figura 35: Diagrama de bloque etapa separación proceso micoproteína a partir de algas.

En el Anexo B.1.3: Separación, se presenta la memoria de cálculo con la cual se obtiene la composición de las corrientes asociadas a esta etapa, las cuales se resumen en la Tabla 37.

Tabla 37: Flujos másicos proceso etapa de separación proceso micoproteínas a partir de algas.

	$CH_{1,3}O$	NH_3	O_2	Agua	Total	$T [^{\circ}C]$
$m_{14} (kg h^{-1})$	61,75	19	0,03	3422,82	3503,60	18
$m_{15} (kg h^{-1})$	61,75	19	0,03	855,71	936,48	18
$m_{16} (kg h^{-1})$	—	—	—	2567,12	2567,12	18

5.2.1.5 Esterilización

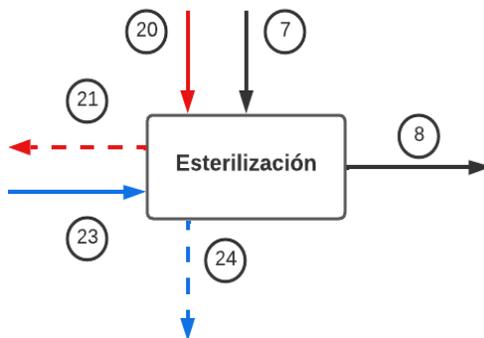


Figura 36: Diagrama de bloque etapa esterilización proceso micoproteína a partir de algas.

En esta etapa se eleva la temperatura del flujo de producto principal m_3 hasta $121^{\circ}C$, y luego debe bajarse hasta la temperatura de operación con la que se alimenta al fermentador $30^{\circ}C$. Para la modelación de esta etapa se consideran los aspectos de calentamiento y enfriamiento presentados en la sección 3.3.5 del capítulo Antecedentes, contemplando las subetapas de precalentado en el *recovery*, calentamiento con vapor y enfriamiento. En el Anexo B.1.4: Esterilización, se presenta la memoria de cálculo con la que se obtiene la corriente de vapor m_{20} y el flujo de enfriamiento m_{23} . Además, se considera que la composición del flujo principal (m_7 y m_8) no se ve afectada por el proceso de esterilización. Los resultados de composición de cada flujo asociado a esta etapa se presentan en la Tabla 38.

Tabla 38: Resumen flujos másicos etapa de esterilización proceso micoproteínas a partir de algas.

Flujo	$CH_{1,3}O$	NH_3	Agua	Total	T [°C]
m_7	177,79	102,10	3563,82	3843,70	18
m_8	177,79	102,10	3563,82	3843,70	30
m_{20}	—	—	48566,91	48566,91	148
m_{21}	—	—	48566,91	48566,91	138
m_{23}	—	—	24434,96	24434,96	15
m_{24}	—	—	24434,96	24434,96	22

5.2.1.6 Mezclado

En la etapa de mezclado ingresan los insumos para la preparación de la corriente principal m_7 , donde se mezclan los nutrientes principales como el alga por la corriente m_5 , amoníaco y agua que ingresan por la corriente m_6 . La proporción principal de agua es suministrada por m_{16} proveniente de la recirculación de este elemento. En el Anexo B.1.5: Mezclado, se presenta la memoria de cálculo con la que se obtiene la composición de los flujos asociados a la etapa y que se resumen en la Tabla 39Tabla 27.

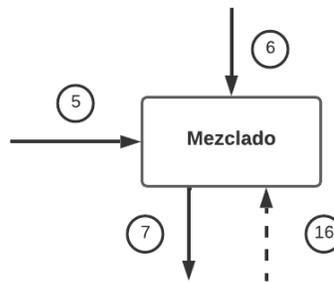


Figura 37: Diagrama de bloque etapa mezclado proceso micoproteína a partir de alga.

Tabla 39: Resumen flujos másicos etapa de mezclado proceso micoproteínas a partir de algas

	$CH_{1,3}O$	NH_3	Agua	Total	T [°C]
m_5	—	—	996,70	996,70	18
m_{6a}	177,79	—	—	177,79	18
m_{6b}	—	102,10	—	102,10	18
m_7	177,79	102,10	3563,82	3843,70	18
m_{16}	—	—	2567,12	2567,12	18

Potencia requerida

Para el cálculo de la potencia requerida, se utiliza el valor obtenido en el caso de micoproteína comercial presentes en la sección 5.1.1.7 Mezclado , ya que se toman los mismos supuestos de consumo de potencia por metro cúbico, y volumen de mezclado. Con lo que se establece una potencia de consumo eléctrico de $P_{Mezclado} = 20 [kW]$.

5.2.1.7 Molienda

En la Figura 38, se presenta el esquema del diagrama de bloques de la etapa de molienda. En esta etapa no ocurren cambios en la composición de la materia prima, por lo que se tiene que m_5 y m_4 son iguales en composición y magnitud. Lo anterior, debido a que en esta etapa solo se realizan cambios en el tamaño de las partículas de la materia prima, tal como se explica en la sección 3.3.3 Molienda del capítulo de Antecedentes. Las composiciones de las corrientes mencionadas se presentan en la Tabla 40.



Figura 38: Diagrama de bloques de la etapa de moliendo proceso micoproteínas a partir de algas.

Tabla 40: Resumen flujos etapa de molienda proceso micoproteína a partir de algas.

Flujo	Alga	Total	T [°C]
m_4 [kg h ⁻¹]	177,79	177,79	18
m_5 [kg h ⁻¹]	177,79	177,79	18

Potencia eléctrica

Para estimar la potencia eléctrica requerida por la etapa se escoge una maquina industrial de similares características a la presentada en la sección 3.3.3 Molienda. Así se escoge “Trituradora automática de algas secas” [53], cuyo aspectos y detalles técnicos se presentan en el Anexo B.1.6: Molienda. De lo cual se obtiene que la potencia requerida para llevar a cabo la etapa corresponde a $P_{Molienda}$ que se presenta en la Ecuación 37.

$$P_{Molienda} = 5,5 [kW] \quad \text{Ecuación 37}$$

5.2.1.8 Secado

En la Figura 39 se presenta el diagrama de bloques de la etapa de secado del proceso de micoproteína a partir de algas. Como se presenta en la sección 3.3.2 Secado, del capítulo de antecedentes, en esta etapa se retira el contenido de agua presente en la corriente m_3 , a través del flujo de vapor de agua emitido m_{29} . Dando origen al sustrato seco representado por la corriente m_4 . La fuente de calor para realizar esta operación corresponde al flujo de vapor m_{27} .

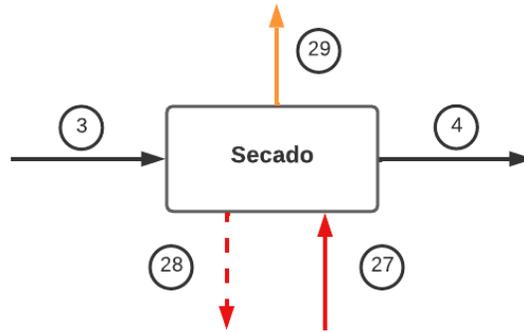


Figura 39: Diagrama de bloques etapa de secado proceso micoproteínas a partir de algas.

Para estimar el flujo de vapor requerido para llevar a cabo la etapa se escoge un equipo industrial de similares características al presentado en la sección 3.3.2 Secado. Acorde a lo anterior se escoge la unidad “*Seaweed Mesh Belt Drying Machine*” [54], cuya representación y detalles técnicos se presentan en el Anexo B.1.7: Secado. En dicho apartado también se muestra la memoria de cálculo para obtener el flujo de vapor requerido m_{29} , así como también la obtención de la composición de los flujos principales y emitidos, que se resumen en la Tabla 41.

Tabla 41: Resumen flujos máxicos etapa secado proceso micoproteínas a partir de algas.

Flujo	Masa seca	Agua	Total	T [°C]
m_3 [$kg\ h^{-1}$]	177,79	2.785,31	2963,10	> 18
m_4 [$kg\ h^{-1}$]	177,79	–	177,79	18
m_{29} [$kg\ h^{-1}$]	–	2.785,31	2785,31	> 18
m_{27} [$kg\ h^{-1}$]	–	10.800,00	10800,00	148
m_{28} [$kg\ h^{-1}$]	–	10.800,00	10800,00	138

5.2.1.9 Lavado

En la Figura 40 se presenta el diagrama de bloque de la etapa de lavado. Como se expone en la sección 3.3.1 Lavado, en esta etapa se le quitan las impurezas de la materia prima recién cosechada, en un estanque de enjuague, lo cual requiere un suministro líquido representado por la corriente m_{2a} . Por consiguiente, esta etapa tiene un efluente de agua residual correspondiente a la corriente m_{2b} .

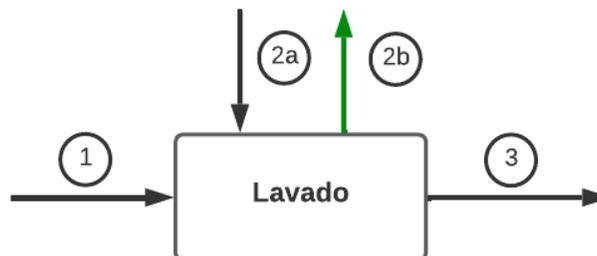


Figura 40: Diagrama de bloque etapa de lavado proceso micoproteína a partir de alga.

Para estimar los aspectos energéticos y agua de reposición requerida en esta etapa, se busca un equipo de lavado de características similares a lo expuesto en la sección 3.3.1 Lavado. En consideración a lo anterior se escoge la maquina industrial “*Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine*” [55], cuyas características y aspectos técnicos se presentan en el Anexo B.1.8: Lavado. Ahí también se presentan las ecuaciones y datos para estimar los flujos asociados a la etapa. Para estimar el flujo hídrico requerido, se considera que dentro del estanque de lavado se purga un flujo equivalente al 1% del caudal que recircula la bomba interna, que como se muestra en el Anexo, corresponde a una bomba de 1,5 kW. Con tal antecedente se busca una bomba por catálogo una bomba horizontal con esa potencia, de lo que se obtiene que este artefacto desplaza un flujo de 10,4 [m³ h⁻¹] [56]. Con lo anterior se logran calcular los flujos máscicos asociados a la etapa y se resumen en la Tabla 42.

Tabla 42: Flujos máscicos etapa de lavado proceso micoproteína a partir de algas.

Flujo	Agua	Alga	Agua residual	Total	T [°C]
m_1 [kg h ⁻¹]	—	2963,10	—	2963,10	18
m_{2a} [kg h ⁻¹]	103,69	—	—	103,69	18
m_{2b} [kg h ⁻¹]	—	—	103,69	103,69	18
m_3 [kg h ⁻¹]	—	2963,10	—	2963,10	18

Potencia requerida

En el Anexo B.1.8: Lavado, se presenta la selección del equipo para realizar la etapa de la que se extrae la potencia P_{Lavado} , cuya magnitud se presenta en la Ecuación 38.

$$P_{Lavado} = 7 [kW] \quad \text{Ecuación 38}$$

5.2.1.10 Generación de vapor

En esta etapa, esquematizada por la Figura 41, se produce el vapor requerido por el proceso, representado por las corrientes m_{20} , que suministra a la etapa de esterilización, y m_{27} que provee a la etapa de secado. Las corrientes m_{17} y m_{18} , corresponden al agua y diesel que se utilizan como insumo para llevar a cabo la etapa, mientras que la corriente m_{19} es el flujo de gases emitidos por causa de la combustión.

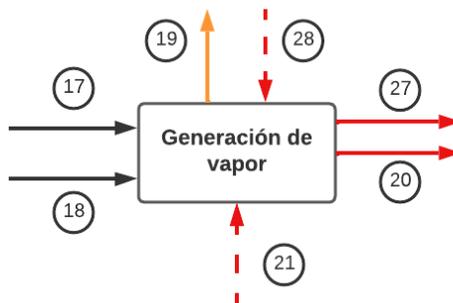


Figura 41: Diagrama de bloque generación de vapor proceso micoproteína a partir de alga.

Para estimar el flujo de diésel consumido por esta etapa es necesario saber la cantidad total de vapor m_{vapor} a suministrar, expresado en la Ecuación 39.

$$m_{vapor} = m_{20} + m_{27} = 59.366,91 [kg h^{-1}] \quad \text{Ecuación 39}$$

Así, considerando que el suministro de vapor total de vapor de esta etapa m_{vapor} requiere la misma cantidad de calderas que las calculadas en la sección 5.1.1.8 Generación de vapor, capaz de suministrar $60 [ton h^{-1}]$, se utilizan los mismos cálculos que los expuestos en la sección mencionada. Con lo cual se obtiene la misma cantidad de diesel requerido y de gases de combustión emitidos. Además, como en la sección 3.3.10 se expone que el flujo de reposición de agua m_{18} equivale al 20% del vapor a suministrar (tal como se expresa en Ecuación 40), es posible obtener los flujos asociados a esta etapa y que se resumen en la Tabla 43.

$$m_{18} = 0,2 \cdot (m_{20} + m_{27}) \quad \text{Ecuación 40}$$

Tabla 43: Flujos máxicos etapa generación de vapor proceso micoproteína a partir de algas.

	Agua	CO2	Metano	Agua de combustión	Diesel	Total	T [°C]
m_{17}	—	—	—	—	3846	3846,00	18
m_{18}	11873,38	—	—	—	—	11873,38	18
m_{19}	—	11945,22	1,17	5293,91	—	17240,30	> 500
m_{20}	48566,91	—	—	—	—	48566,91	148
m_{21}	48566,91	—	—	—	—	48566,91	138
m_{27}	10800,00	—	—	—	—	10800,00	148
m_{28}	10800,00	—	—	—	—	10800,00	138

5.2.1.11 Enfriado de agua

De lo presentado en antecedentes, por cada $5,5 \text{ }^\circ\text{C}$ que se disminuye la temperatura el caudal evaporado es alrededor de un 1% [23]. Como se requiere disminuir de 22 a $15 \text{ }^\circ\text{C}$, corresponde a $7 \text{ }^\circ\text{C}$ de disminución por lo que se sobreestima la pérdida de un 2% de caudal. Además, existen pérdidas asociadas a tratamiento previo del agua. Se toma como pérdida total un 5%.

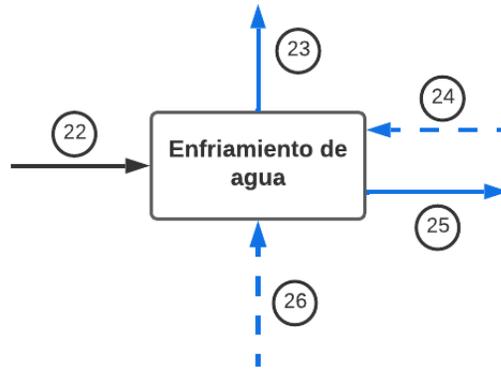


Figura 42: Diagrama de bloque enfriamiento de agua proceso micoproteínas a partir de algas.

Según lo descrito, con las magnitudes de m_{23} y m_{25} obtenidas en las secciones anteriores, se calcula la corriente de agua de reposición m_{22} para la torre de enfriamiento que se presenta en la Ecuación 41. Luego en la Tabla 44, se presentan los flujos máscicos asociados a la etapa.

$$m_{22} = 0,05 \cdot (m_{23} + m_{25}) \quad \text{Ecuación 41}$$

Tabla 44: Flujos máscicos etapa enfriamiento de agua proceso micoproteína a partir de algas.

Flujo	Agua	Total	T [°C]
m_{22} [$kg\ h^{-1}$]	3609,26	3609,26	18
m_{23} [$kg\ h^{-1}$]	24434,96	24434,96	15
m_{24} [$kg\ h^{-1}$]	24434,96	24434,96	22
m_{25} [$kg\ h^{-1}$]	47750,26	47750,26	15
m_{26} [$kg\ h^{-1}$]	47750,26	47750,26	22

5.2.2 Modelamiento etapas *Background*

5.2.2.1 *Upstream*

Las etapas del sistema *background* corresponden a las del *upstream* que provee los insumos que requiere el *foreground*, y el sistema *downstream* que corresponde a los flujos que se desechan del sistema *foreground*. Para las etapas de *background* sólo se calcula la magnitud que tienen asociada. A continuación, en las secciones 5.2.2.1 y 5.2.2.2, se calcula la magnitud para los flujos totales para cada uno de los sistemas.

Producción de diesel

La etapa de producción de diésel contempla todo el combustible que se debe proveer al proceso que está dado por:

$$\text{Producción Diesel} = m_{14} = 3828,60 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Abastecimiento y tratamiento de agua

Esta etapa contempla el suministro de todas las entradas de agua que requiere el proceso.

$$\text{Distribución Agua} = m_1 + m_{15} + m_{19} = 16.583,03 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción de amoníaco

El requerimiento de amoníaco que requiere el proceso productivo está dado por:

$$\text{Producción de amoníaco} = m_{2,NH_3} = 102,10 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Producción de oxígeno

El requerimiento de oxígeno que requiere el proceso productivo está dado por:

$$\text{Producción de oxígeno} = m_{5,O_2} = 17,79 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Suministro de algas

El suministro de alga húmeda que requiere el proceso productivo está dado por

$$\text{Suministro de algas} = m_{2,C_6H_{12}O_6} = 2963,10 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Como se desconocen las actividades principales asociadas a la producción de algas se excluyen del inventario las actividades asociadas al cultivo y cosecha, de manera que sólo se considera el transporte asociado a la cosecha. Para el transporte se consideran barcos de carga, con recorridos de 2 km, dado que el cultivo de algas en el país se realiza en zonas cercanas a la costa [57]. Además, para el cálculo de los impactos se asume que el crecimiento de las algas no genera emisiones de gases de efecto invernadero, ni tampoco hay consumo de agua dulce asociado.

Así los únicos impactos que se consideran en este proceso son los asociados al transporte en barcos de la materia prima.

Producción y distribución de electricidad

El requerimiento eléctrico que requiere el proceso productivo está dado por:

$$\text{Producción electricidad} = P_{\text{Lavado}} + P_{\text{Molienda}} + P_{\text{Mezclado}} + P_{\text{Fermentación}} + P_{\text{Centrifugación}} + P_{\text{Congelado}}$$

$$\text{Producción electricidad} = 121,67 [kW]$$

5.2.2.2 Downstream

Tratamiento aguas residuales

El flujo de agua que se debe tratar luego del proceso productivo está dado por el flujo másico proveniente de la etapa de separación, cuyo valor se presenta en la siguiente expresión:

$$\text{Aguas residuales} = m_{12} = 1.040,17 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

5.3 Evaluación de Impacto: Potencial calentamiento global

En este capítulo se presenta la cuantificación de impactos asociada al potencial de calentamiento global para ambos casos de estudio. Para lo anterior, en primer lugar se identifican las etapas y flujos que tienen asociadas emisiones de GEI. Luego en base a la identificación se recopilan los factores de emisión que permiten obtener la magnitud de dichos impactos. Además, se cuantifican los resultados desglosados por macroetapas relevantes para este estudio, clasificando los impactos en “Insumos”, “Generación de vapor”, “Proceso” y “Tratamiento de agua”. Finalmente se discuten los resultados comparando entre ambos casos de estudio.

5.4 Emisiones micoproteínas comerciales

En este apartado se identifican las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas al proceso de producción de micoproteínas comerciales. En la Figura 43, se presenta el diagrama de emisiones de GEI donde se señalan las etapas que presentan emisiones directas e indirectas. Con lo anterior se establece que todas las etapas del sistema *Background*, tienen emisiones de GEI. Así, para el cálculo de los impactos se requiere la recopilación de factores de emisión para las etapas de “Abastecimiento y tratamiento de Agua”, “Producción de Diesel”, “Producción de Electricidad”, “Producción de Amoniaco”, “Producción de Glucosa” y “Tratamiento de aguas residuales”.

En el sistema *Foreground* las emisiones identificadas provienen de la quema de combustible requerida en la etapa de Generación de vapor, además de la etapa de fermentación, producto de la actividad metabólica que ocurre en esta etapa. Respecto al abastecimiento de insumos desde el *Background* al *Foreground*, cabe destacar, que el suministro de agua es requerido por las etapas de “Generación de Vapor”, “Mezclado” y “Enfriamiento de Agua”. Las materias primas como amoniaco y glucosa proveen a la etapa de “Mezclado”. La corriente de agua residual del sistema proviene de la etapa de “Separación”.

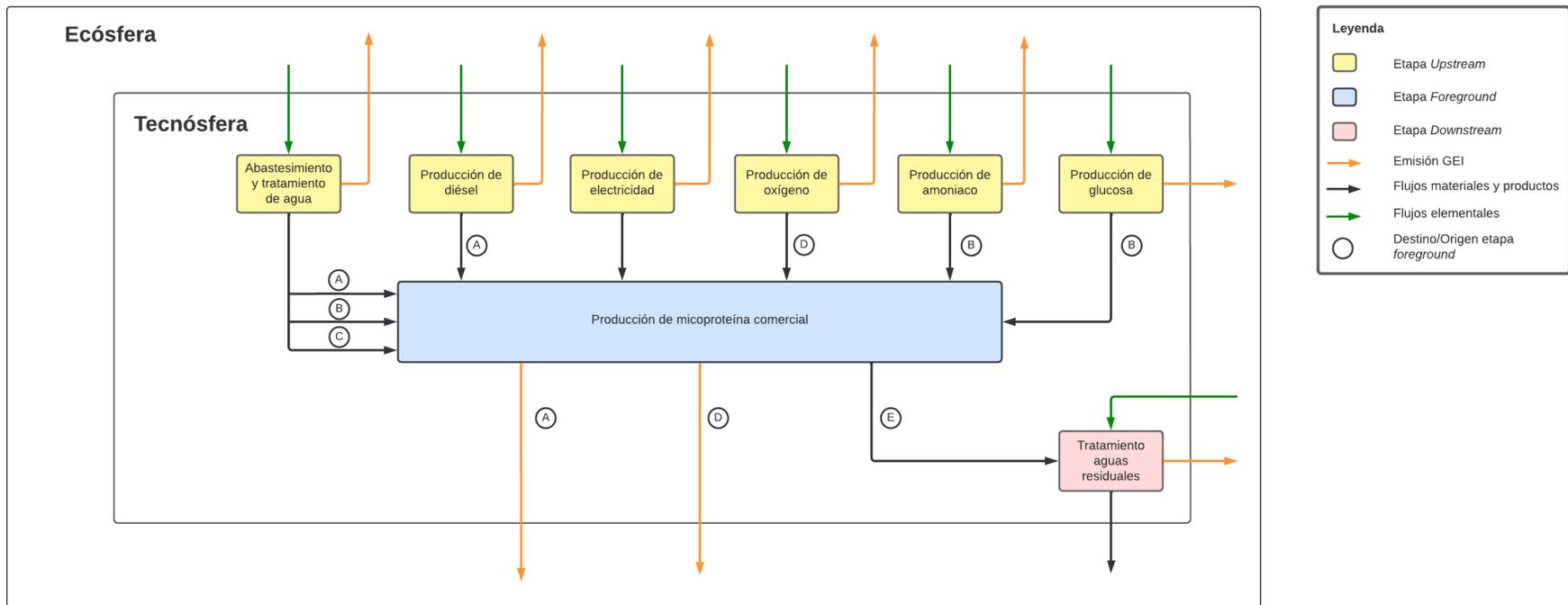


Figura 43: Diagrama emisiones de GEI proceso micoproteínas comerciales

A: Corriente hacia/desde etapa de Generación de Vapor

B: Corriente hacia/desde etapa de Mezclado

C: Corriente hacia/desde etapa de Enfriamiento de Agua

D: Corriente hacia/desde etapa de Fermentación

E: Corriente hacia/desde etapa de Separación

5.5 Emisiones micoproteínas a partir de algas

En este apartado se identifican las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas al proceso de producción de micoproteínas a partir de algas. En la Figura 44, se presenta el diagrama de emisiones de GEI donde se señalan las etapas que presentan emisiones directas e indirectas. Con lo anterior se establece que todas las etapas del sistema *Background*, tienen emisiones de GEI. Así, para el cálculo de los impactos se requiere la recopilación de factores de emisión para las etapas de “Abastecimiento y tratamiento de Agua”, “Producción de Diesel”, “Producción de Electricidad”, “Producción de Amoniac”, “Producción de Algas” y “Tratamiento de aguas residuales”.

En el sistema *Foreground* las emisiones identificadas provienen de la quema de combustible requerida en la etapa de “Generación de vapor”, la etapa de “Secado”, además de la etapa de “Fermentación”, producto de la actividad metabólica que ocurre en esta etapa. Respecto a las corrientes de agua residual a tratar, estas provienen de las etapas de “Lavado” y “Separación”.

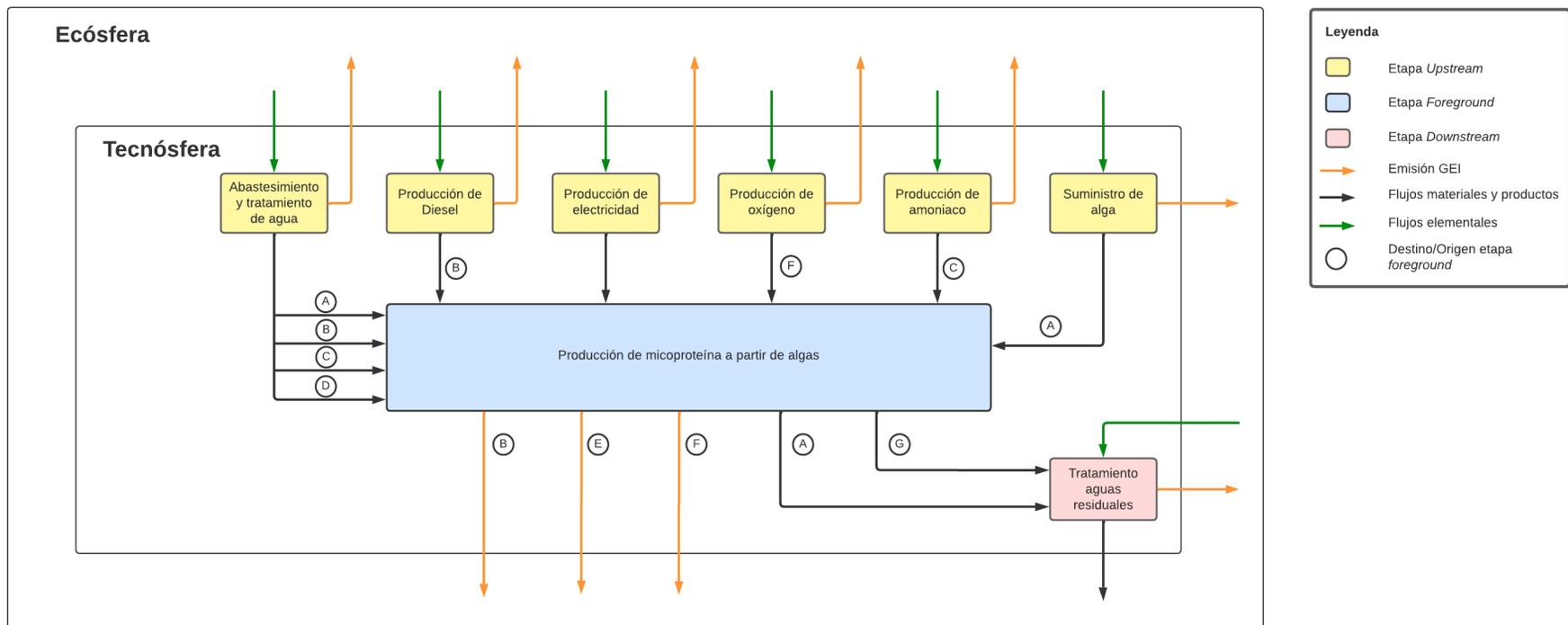


Figura 44: Diagrama emisiones de GEI proceso micoproteínas a partir de algas.

- A: Corriente hacia/desde etapa de Lavado
- B: Corriente hacia/desde etapa de Generación de Vapor
- C: Corriente hacia/desde etapa de Mezclado
- D: Corriente hacia/desde etapa de Enfriamiento de Agua
- E: Corriente hacia/desde etapa de Secado
- F: Corriente hacia/desde etapa de Fermentación
- G: Corriente hacia/desde etapa de Separación

5.6 Factores de emisión

En base a los flujos de GEI identificados en las secciones 5.4 y 1.1, se recopilan los factores de emisión que permiten la cuantificación del potencial de calentamiento global para ambos procesos en estudio, estos factores se resumen en la Tabla 45. La gran mayoría de los factores que se utilizan son los obtenidos por la metodología *Global Warming Potential ReCiPe 2016* que se obtienen de la base de datos *Ecoinvent*. Dicha metodología corresponde a la definida por IPCC 2013. Respecto a la producción de electricidad, se escoge el factor de emisión provisto por el Ministerio de Energía de Chile, que comprende el promedio de emisión anual para el año 2021.

Tabla 45: Factores de emisión potencial de calentamiento global.

Etapa	Factor de emisión	Unidad	Descripción	Base de dato	Método
Abastecimiento de agua potable	0,00087	kg CO2eq/kg	OpenLCA: "market for tap water tap water Cutoff, S - RoW"	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Producción de amoníaco	8,50722	kg CO2eq/kg	OpenLCA: "market for ammonia, liquid ammonia, liquid Cutoff, S - RoW"	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Producción de oxígeno	1,46733	kg CO2eq/kg	OpenLCA: "market for oxygen, liquid oxygen, liquid Cutoff, S - RoW"	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Producción de Glucosa	1,56712	kg CO2eq/kg	OpenLCA: "market for glucose glucose Cutoff, S - GLO"	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Suministro de Alga	0,05079	kg CO2eq/t-km	market for transport, freight, inland waterways, barge transport, freight, inland waterways, barge Cutoff, S	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Producción de electricidad	0,3907	kg CO2eq/kWh	Promedio 2021 Sistema Eléctrico Nacional	Energía Abierta - Ministerio de Energía [58]	-
Producción de Diesel	0,71002	kg CO2eq/kg	OpenLCA: "market for diesel, low-sulfur diesel, low-sulfur Cutoff, S - GLO"	Ecoinvent	ReCiPe 2016
Emisión CO2 Generación de vapor	1	kg CO2eq/kg	-	-	-
Emisión H2O Generación de vapor	0	kg CO2eq/kg	-	-	-
Tratamiento aguas residuales	1,59761	kg CO2eq/m3	OpenLCA: "treatment of wastewater from potato starch production, capacity 1.1E10l/year wastewater from potato starch production Cutoff, S - RoW"	Ecoinvent	ReCiPe 2016

5.7 Cuantificación de impactos

El potencial de calentamiento global se calcula en base a las emisiones directas producidas en el sistema *foreground*, además de las indirectas relacionadas con la producción de insumos provenientes del *upstream* y el tratamiento de residuos del sistema *downstream*. Luego se calculan

los impactos para cada caso de estudio con los factores de emisión recopilados en la Tabla 45, junto con los flujos asociados a cada sistema, obtenidos en el Análisis de Inventario que se presentan en la Tabla 17 para el caso de micoproteínas comerciales, y en la Tabla 30 para el caso de micoproteínas a partir de algas. En “Anexo C: Impactos potencial calentamiento global.” se presenta la metodología de cálculo, con la que se obtienen los resultados para los impactos de potencial de calentamiento global de cada uno de los productos (Tabla 64 y Tabla 66, de dicho anexo), cuyos valores se presentan en la Tabla 46.

Tabla 46: Impactos de potencial de calentamiento global de los sistemas en estudio.

<i>Caso de estudio</i>	<i>Potencial de calentamiento global [kg CO₂eq/kg producto]</i>
<i>Micoproteína comercial</i>	74,27
<i>Micoproteína a partir de alga</i>	39,97

Para los impactos de potencial de calentamiento global cuantificados se obtiene que el caso de micoproteína a partir de algas tiene un 46% menos de emisiones respecto al caso de micoproteínas comerciales. Para una mejor comprensión de los impactos, se desglosan las emisiones según los impactos que se acumulan en insumos, generación de vapor, etapas del proceso y tratamiento de agua. Dichas magnitudes se presentan en el gráfico de Potencial de calentamiento global, expuesto en la Figura 45.

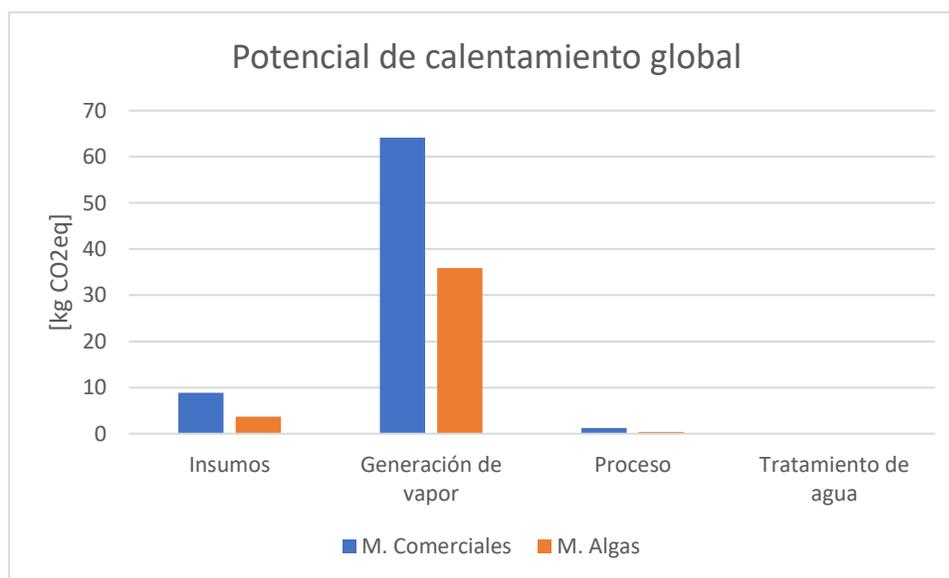


Figura 45: Gráfico de barras comparativo de impactos en la macroetapas de los procesos.

En la Figura 46, se presentan los porcentajes de los impactos de cada flujo respecto al total de emisiones, organizados por macroetapas, el gráfico expuesto se construye en base a la Tabla 65 del Anexo C.1: Micoproteínas comerciales. Para el caso de micoproteínas comerciales, la generación de vapor representa el 86,4% de las emisiones, donde el 70,2% corresponde a las emisiones directas por combustión y el 16,1% está asociado a la producción de diesel, el impacto asociado al agua de suministro para esta etapa representa solo el 0,1%. Respecto a los insumos requeridos por el proceso, equivalen al 12,0% de las emisiones, donde el mayor impacto está

asociado a la producción de nitrato de amonio con el 7,5% de las emisiones, seguidos por la producción glucosa y oxígeno con un 3,2% y un 1,3% respectivamente. El conjunto de todas las etapas del proceso productivo que incluyen requerimientos eléctricos, hídricos y emisiones directas, representan tan solo el 1,7% de las emisiones. Además, cabe destacar que las emisiones asociadas al tratamiento de aguas residuales aportan con el 0,01% del total.

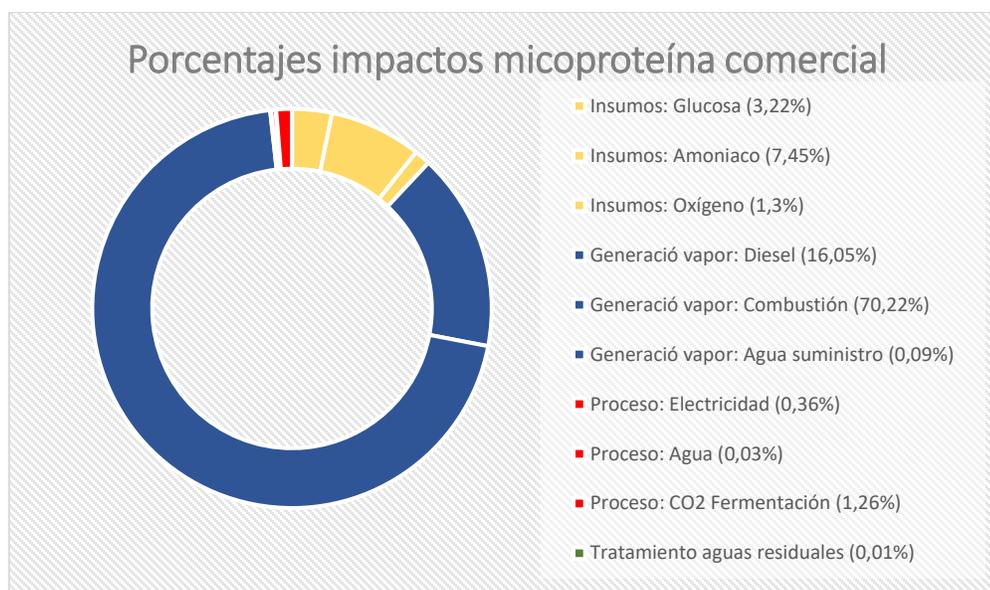


Figura 46: Distribución porcentual de impactos en las macroetapas proceso micoproteínas comerciales.

De forma similar, en la Figura 47 se presentan los porcentajes de los impactos de cada flujo, cuyo gráfico se obtiene a partir de la Tabla 67, presente en Anexo C.2: Micoproteínas a partir de algas. Así, en el caso de micoproteínas a partir de algas, el porcentaje de emisiones asociadas a la generación de vapor es del 89,9%, donde la combustión corresponde al 73,1% y la producción de diésel es el 16,7% del total. En este caso los insumos representan el 9,2%, donde el principal aporte es de la producción de amoniac con el 7,6%, luego la producción de alga con un 1,3%, mientras que la producción de oxígeno representa el 0,2% de las emisiones. Las demás etapas del proceso tienen asociado el 0,9% de las emisiones, mientras que el tratamiento de aguas residuales el 0,01%.

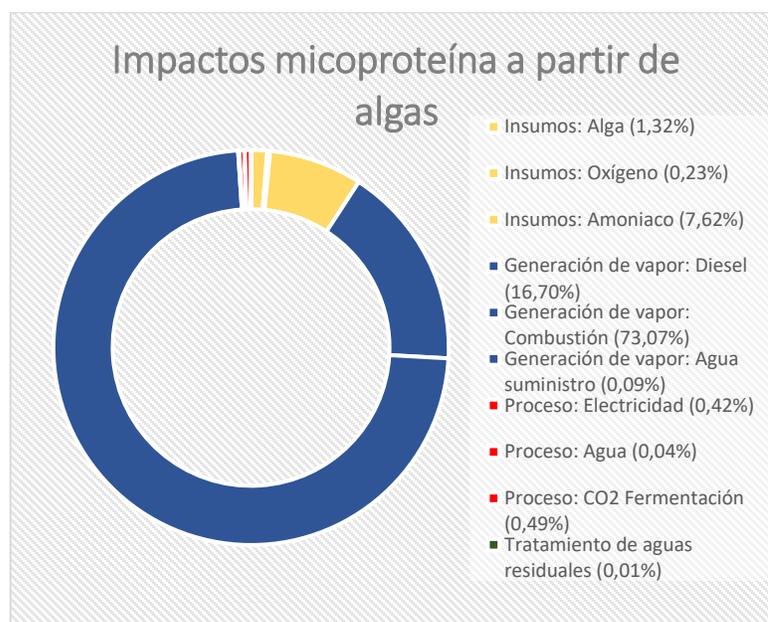


Figura 47: Distribución porcentual de impactos en las macroetapas proceso micoproteínas a partir de algas.

5.8 Discusión de resultados

La magnitud de las emisiones de GEI totales, asociada a la producción de micoproteínas de ambos casos en estudio, están sobrestimadas, dado que los valores obtenidos son superiores al valor de referencia para micoproteína comercial, cuyas emisiones según lo recopilado en la Tabla 15 de la sección 3.5.2, son de 5,6 kg CO₂eq por kg de producto producido, mientras que las estimaciones obtenidas para cada caso de estudio son de 74,27 y 39,97 kg CO₂eq, para el caso comercial y en base a alga respectivamente. No obstante, los resultados obtenidos se encuentran dentro de los órdenes de magnitud de las emisiones asociadas a producción de alimentos, tomando en cuenta que las emisiones obtenidas para el caso de la micoproteína comercial es similar al de la producción de carne, cuyas emisiones por cada kilogramo están en el rango de 64 a 70,6 kg CO₂eq, tal como se expone en la Tabla 15.

La distribución de los impactos asociado al caso de micoproteína comercial está dentro de lo esperado, ya que el mayor impacto está relacionado a la energía que se debe suministrar para generar vapor, ocupando el 86,4% de las emisiones, seguido de la producción de insumos con el 12% de los impactos. De manera similar en el estudio de referencia presentado en la sección 3.5, se expone que alrededor de un 76% de los impactos se debe a la energía requerida del proceso de producción y un 24% a los insumos, los que en su totalidad corresponden al amoniac. Esto deja en evidencia que hay una sobrestimación de los valores asociados a la generación de vapor, lo anterior también se repite en el caso de micoproteína a partir de algas, ya que se estimó de la misma forma la generación de vapor.

Se esperaba que la distribución de impactos en ambos casos de estudio mantuviera las proporciones, dado que la principal diferencia entre ambos procesos es que en el caso de micoproteína comercial produce menor cantidad de producto por unidad de tiempo.

En el caso de la micoproteína a partir de algas la distribución de los impactos por macroetapa sigue una tendencia similar, pero en este caso los impactos asociados a la producción de insumos son proporcionalmente menor con un 9,2% del total de los impactos, respecto al 12% del caso comercial. Principalmente por un menor porcentaje de los impactos del alga con un 1,3% respecto al 3,2% que ocupa la glucosa en el caso convencional. También hay diferencia importante en la utilización de oxígeno en cada caso ya que se obtiene que los impactos asociados son de un 0,23% en comparación al 1,3% en el caso comercial.

Si bien se espera que los impactos de amoníaco y oxígeno tuvieran una proporción similar del total de los impactos, en el caso de micoproteína en base a algas el consumo de oxígeno ocupa el 0,23% del total de emisiones, es decir casi 5 veces menor proporcionalmente hablando respecto al caso de micoproteína comercial, que en ese caso ocupa el 1,3%, esto podría indicar una subestimación o sobrestimación para el oxígeno requerido en cada uno de los casos. Respecto a los impactos del amoníaco se obtiene una proporción similar respecto al total de los impactos con un 7,62% en comparación a los 7,45% del caso comercial.

6 Evaluación de impacto: Uso de agua

6.1 Uso agua micoproteínas comerciales

En este apartado se identifican las etapas que tienen uso de agua asociado, en el sistema que modela la producción de micoproteínas comerciales. En la Figura 48, se presenta el diagrama de Uso de Agua donde esquematizan la identificación mencionada. Con lo anterior se establece que todas las etapas del sistema *Background*, tienen un uso de agua asociado. Así, para el cálculo de los impactos se requiere la recopilación de factores de uso de agua para las etapas de “Abastecimiento y tratamiento de Agua”, “Producción de Diesel”, “Producción de Electricidad”, “Producción de Amoníaco”, “Producción de Glucosa” y “Tratamiento de aguas residuales”, asociado a los insumos y servicios que estas etapas requieren.

En el sistema *Foreground* los consumos identificados, corresponden a uso directo de agua calculados en el inventario del ciclo de vida, asociados al abastecimiento de agua de las etapas de “Generación de vapor”, “Mezclado” y “Enfriamiento de Agua”.

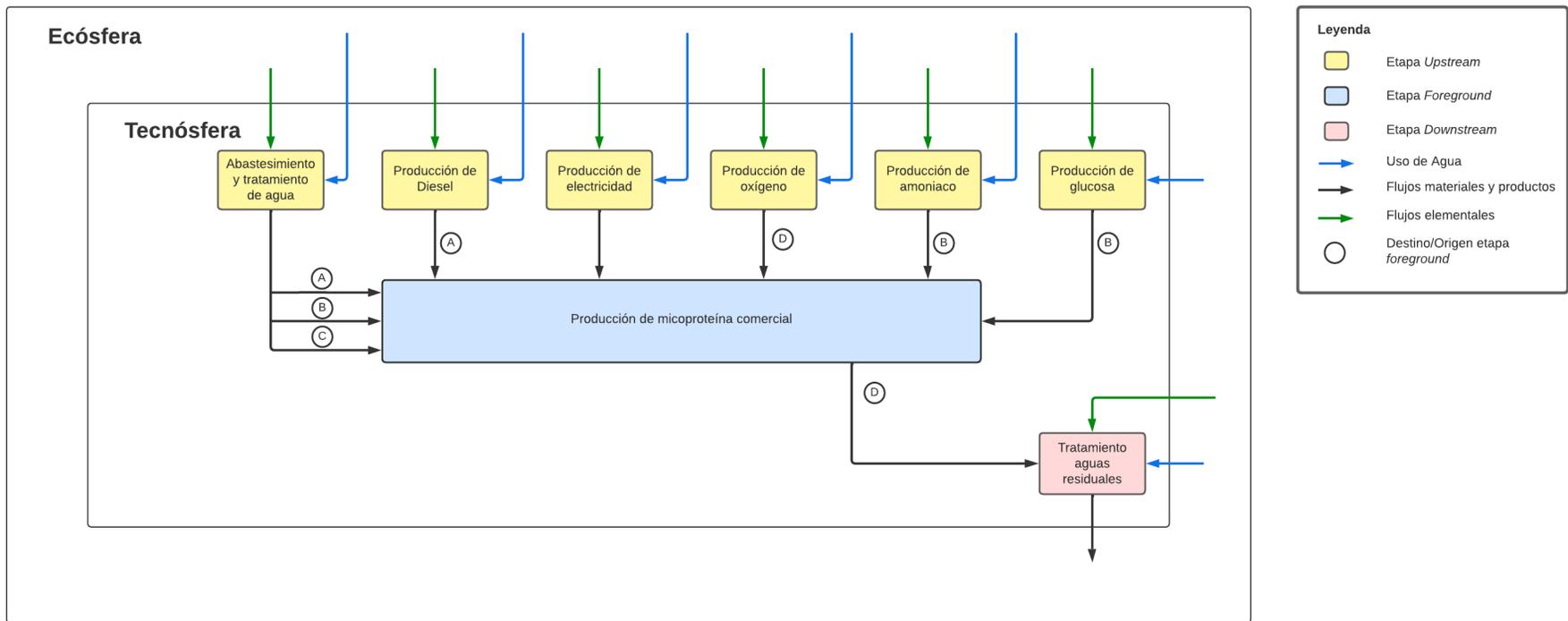


Figura 48: Diagrama impactos uso de agua proceso micoproteínas comerciales.

- A: Corriente hacia/desde etapa de Generación de Vapor
- B: Corriente hacia/desde etapa de Mezclado
- C: Corriente hacia/desde etapa de Enfriamiento de Agua
- D: Corriente hacia/desde etapa de Fermentación
- E: Corriente hacia/desde etapa de Separación

6.2 Uso agua micoproteínas a partir de algas

En este apartado se identifican las etapas que tienen uso de agua asociado, en el sistema que modela la producción de micoproteínas a partir de algas. En la Figura 49, se presenta el diagrama de Uso de Agua donde esquematizan la identificación mencionada. Con lo anterior se establece que todas las etapas del sistema *Background*, tienen un uso de agua asociado. Así, para el cálculo de los impactos se requiere la recopilación de factores de uso de agua para las etapas de “Abastecimiento y tratamiento de Agua”, “Producción de Diesel”, “Producción de Electricidad”, “Producción de Amoniaco”, “Producción de algas” y “Tratamiento de aguas residuales”, asociado a los insumos y servicios que estas etapas requieren.

En el sistema *Foreground* los consumos identificados, corresponden a uso directo de agua calculados en el inventario del ciclo de vida, asociados al abastecimiento de agua de las etapas de “Generación de vapor”, “Mezclado” y “Enfriamiento de Agua”.

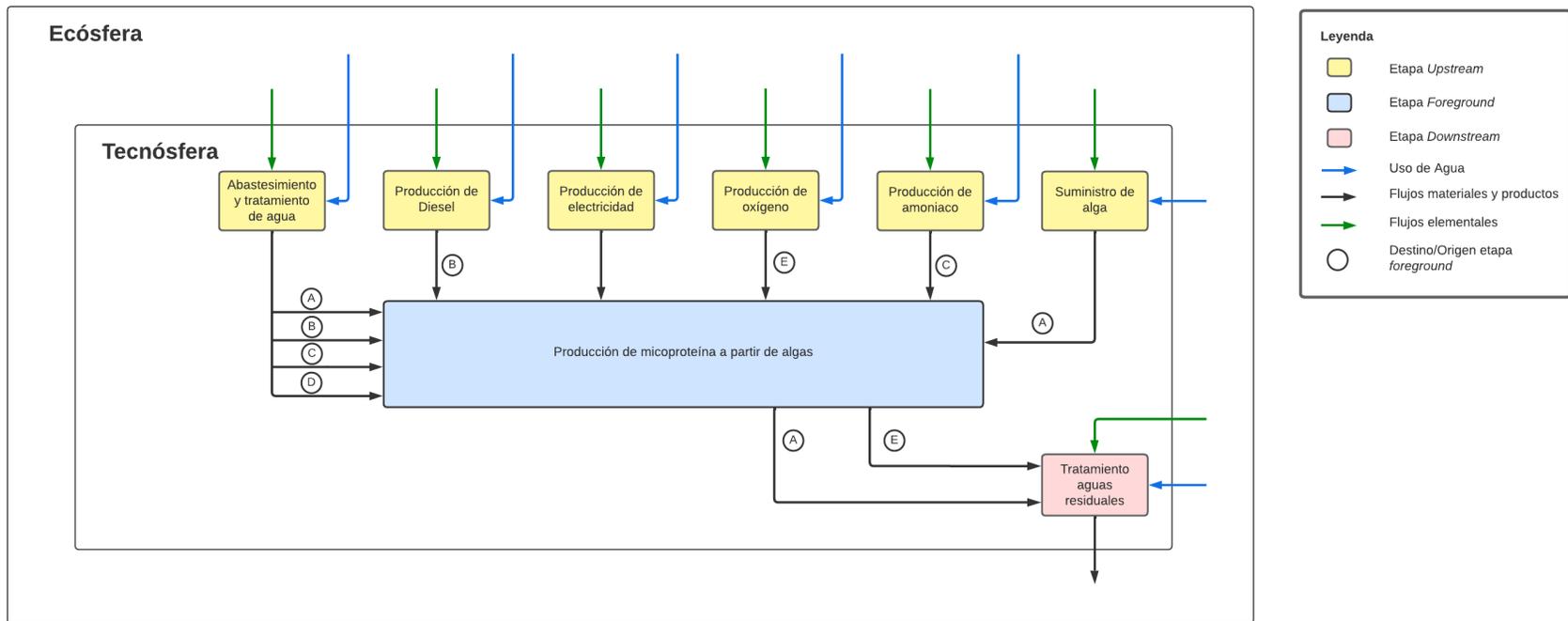


Figura 49: Diagrama impactos uso de agua micoproteínas a partir de algas.

A: Corriente hacia/desde etapa de Lavado

B: Corriente hacia/desde etapa de Generación de Vapor

C: Corriente hacia/desde etapa de Mezclado

D: Corriente hacia/desde etapa de Enfriamiento de Agua

E: Corriente hacia/desde etapa de Fermentación

6.3 Factores de caracterización

En base a los flujos de consumo hídrico identificados en las secciones 6.1 y 1.15.4, se recopilan los factores de consumo que permiten la cuantificación del impacto asociado a uso de agua para ambos procesos en estudio, estos factores se resumen en la Tabla 47. La gran mayoría de los factores que se utilizan son los obtenidos por la metodología *Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint* que se obtienen de la base de datos *Ecoinvent*. Respecto a la producción de electricidad, se escoge el factor de consumo provisto por ETH Zürich.

Tabla 47: Factores de consumo impactos uso de agua.

Etapa	Factor de emisión	Unidad	Descripción	Base de dato	Método
Abastecimiento de Agua (Tratamiento)	0,00093	m3 eq/kg	market for tap water tap water Cutoff, S - RoW	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Abastecimiento de Agua (Consumo)	1	m3 eq/m3	-	-	-
Producción de amoníaco	0,29584	m3 eq/kg	market for ammonia, liquid ammonia, liquid Cutoff, S	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Producción de oxígeno	1,48665	m3 eq/kg	market for oxygen, liquid oxygen, liquid Cutoff, S	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Producción de Glucosa	1,08601	m3 eq/kg	market for glucose glucose Cutoff, S	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Suministro de alga	0,01092	m3 eq/t-km	market for transport, freight, inland waterways, barge transport, freight, inland waterways, barge Cutoff, S	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Producción de electricidad	0,01664	m3/kWh	Inventario para datos de agua. Valores energéticos por país.	ETH Zürich [59]	-
Producción de Diesel	0,16896	m3 eq/kg	market for diesel, low-sulfur diesel, low-sulfur Cutoff, S - GLO	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint
Tratamiento aguas residuales	0,8788	m3 eq/m3	market for wastewater from potato starch production wastewater from potato starch production Cutoff, S	Ecoinvent	Water resource depletion - ILCD 2011 Midpoint

6.4 Cuantificación de impactos

La cuantificación del impacto de uso de agua se calcula en base al consumo directo requerido en el sistema *foreground*, además de los consumos indirectos relacionadas con la producción de insumos provenientes del *upstream* y el tratamiento de residuos del sistema *downstream*. Luego se calculan los impactos para cada caso de estudio con los factores de uso de agua recopilados en la Tabla 47, junto con los flujos asociados a cada sistema, obtenidos en el Análisis de Inventario que se presentan en la Tabla 17 para el caso de micoproteínas comerciales, y en la Tabla 30 para el caso de micoproteínas a partir de algas. En “Anexo D: Impactos uso de agua” se presenta la

metodología de cálculo, con la que se obtienen los resultados para los impactos de uso de agua para cada uno de los productos (Tabla 68 y Tabla 70, del Anexo D), cuyos valores se presentan en la Tabla 48.

Tabla 48: Impactos uso de agua de los sistemas en estudio.

Caso de estudio	Uso de agua [m ³ eq/kg producto]
Micoproteína comercial	6,29
Micoproteína a partir de alga	2,13

Ante los impactos obtenidos del uso de agua, se tiene que la micoproteína comercial tiene un mayor consumo, ya que el caso de la micoproteína a partir de alga equivale a un 66,1%. En la Figura 50 se desglosa el uso de agua para cada caso en insumos, generación de vapor, proceso y tratamiento de aguas residuales.

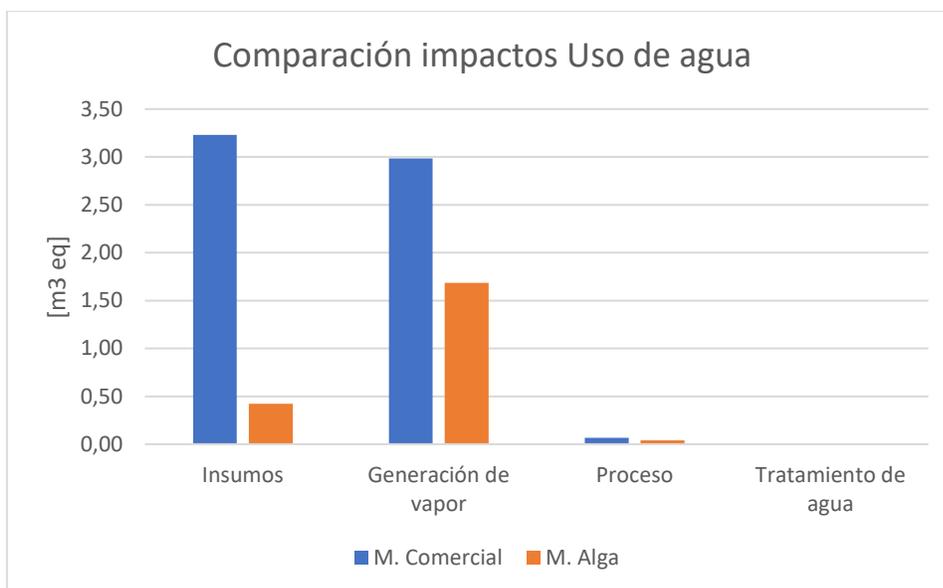


Figura 50: Gráfico comparativo de los sistemas en estudio del uso de agua por macroetapa.

En la Figura 51, se presentan los porcentajes del uso de agua para cada flujo respecto al total de emisiones, organizados por macroetapas, el gráfico expuesto se construye en base a la Tabla 69 del Anexo D.1: Micoproteínas comerciales. En el caso de micoproteínas comerciales el uso de agua asociado a la producción de insumos se tiene la mayor parte de los impactos con un 51,4%, donde un 26,4% corresponde a la producción de glucosa, mientras que la producción de oxígeno y de amoníaco representan el 15,5% y 9,5% del consumo respectivamente. La etapa de generación de vapor tiene el 47,5% del total del uso de agua, donde un 45,1% está asociado a la producción de diésel requerido para esta etapa, mientras que el agua de suministro requerida corresponde al 1,2% del consumo, a la vez que el uso de agua asociado al proceso de tratamiento de este flujo es del 1,1%. Las demás etapas del proceso, en cuanto al abastecimiento de agua y uso de electricidad contemplan un 1,1% del total del uso de agua. Cabe destacar que el tratamiento de aguas residuales tiene un uso de agua asociado del 0,01%.

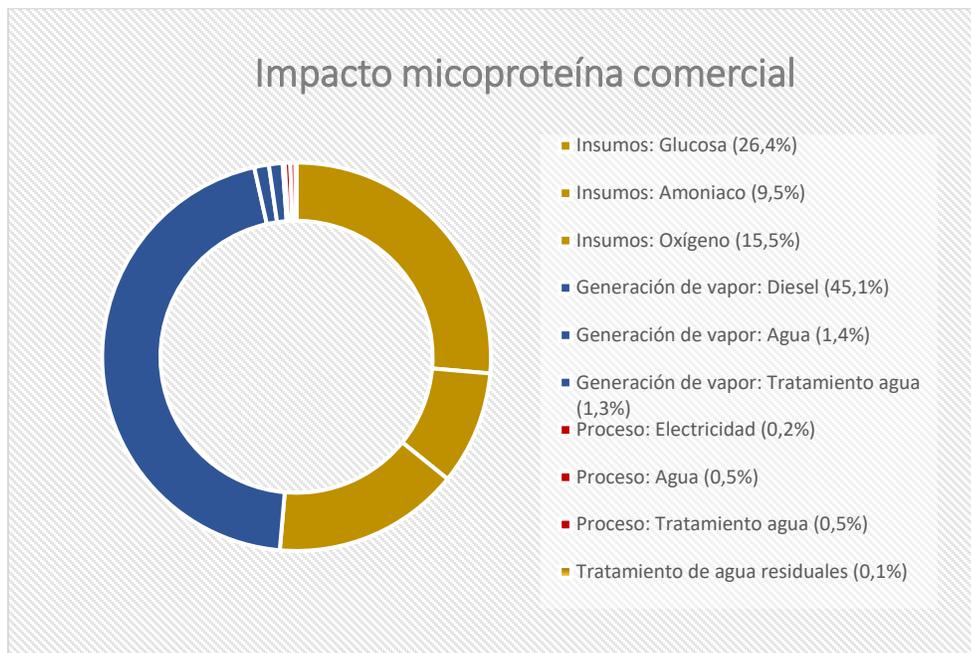


Figura 51: Distribución porcentual de uso de agua en los flujos del proceso micoproteínas comercial.

De forma similar, en la Figura 52 se presentan los porcentajes del uso de agua para cada flujo, cuyo gráfico se obtiene a partir de la Tabla 71, presente en Anexo C.2: Micoproteínas a partir de algas. Anexo D.2: Micoproteína a partir de alga. Así, para el caso de micoproteínas a partir de algas, se tiene que el mayor consumo lo tiene la generación de vapor con un 78,29% del uso de agua, donde el 74,51% corresponde a la producción de diesel, mientras que el agua requerida y su tratamiento, tienen el 1,96% y 1,82% respectivamente. Los insumos tienen el 19,73% del total de uso de agua, donde el 15,36% corresponde a la producción de amoniaco y un 4,35% asociado a la producción de oxígeno. Las demás etapas del proceso representan el 1,83% del total del uso de agua. La etapa de tratamiento de agua residual representa el 0,15%.

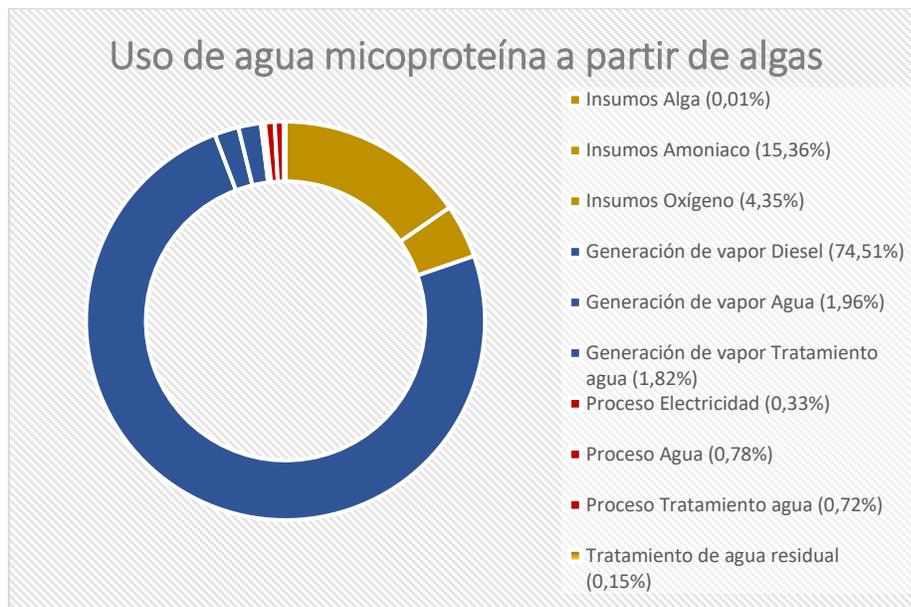


Figura 52: Distribución porcentual de uso de agua en los flujos del proceso micoproteínas a partir de algas.

6.5 Discusión de resultados

En el caso de la micoproteína comercial, se obtiene que los mayores impactos asociados al uso de agua están en la producción de insumos con un 51,4% de los impactos, de los cuales la carga principal está en la producción de glucosa con un 26,4%. Lo anterior concuerda con lo esperado, dado que en lo que respecta uso de agua los productos que tienen origen agrícola tienden a tener un uso de agua elevado. Respecto al total de los impactos la generación de vapor sigue teniendo una parte importante de los impactos con un 47,5% del uso de agua. Lo anterior deja en evidencia la elevada magnitud de combustible que requiere el proceso, cuya producción implica un uso intensivo de agua. Respecto a las demás etapas del proceso junto con el tratamiento de aguas residuales, se sigue la tendencia de tener impactos bajos asociado a la pequeña magnitud de los flujos del inventario, situación similar a los impactos de potencial de calentamiento global.

La distribución de resultados en el caso de micoproteína a partir de algas difiere en gran medida del caso convencional. Ya que los impactos principales se sitúan en la generación de vapor con un 78,29% del total mientras que los insumos representan solo el 19,73% de los impactos. Por un lado era de esperar un menor impacto asociado a insumos ya que el alga, como materia prima, no proviene de origen agrícola a diferencia de la glucosa. Pero por otro lado, los impactos asociados al oxígeno requerido corresponden a tan solo 4,35% en comparación al 15,5% del caso de micoproteína comercial. Esta diferencia tan importante en cada caso de estudio recae en la ecuación estequiométrica de crecimiento microbiano, que por los balances de los elementos genera diferencias sustanciales en los coeficientes. Por lo que para la estimación del consumo de oxígeno puede que no sea una estimación muy certera. Otro punto importante a destacar respecto a los impactos del consumo de oxígeno, es que a diferencia de los impactos asociados a potencial de calentamiento global, una menor o mayor precisión de la estimación del oxígeno consumido, tiene efectos importantes en la huella dado que el factor de uso de agua para este insumo es uno de los que tiene mayor magnitud.

7 Interpretación del Análisis de Ciclo de Vida

7.1 Identificación de problemas significativos

En esta sección se identifican los problemas más significativos obtenidos de la discusión de resultados de las secciones 6.5 y 7.5, de los impactos de potencial de calentamiento global y uso de agua respectivamente.

Se encuentran diferencias significativas en ambos casos de estudio respecto al oxígeno consumido por los microorganismos, esto recae en los distintos coeficientes estequiométricos que tiene cada reacción de crecimiento celular, que representan una aproximación para la estimación de insumos en cada caso, que pueden no tener la precisión adecuada. Sumado a lo anterior los requerimientos de este compuesto, como primera aproximación solo contempla el consumo celular y no el oxígeno total que debe ser insuflado en forma gaseosa. Por lo anterior se hace necesario profundizar en los fenómenos asociados a la absorción de corriente gaseosa de oxígeno en el reactor.

En el caso de la micoproteína a partir de algas, los resultados puede que no sea tan precisos al modelar el crecimiento celular con la tasa de crecimiento específico μ propio del caso de la micoproteína comercial, dado que existe la posibilidad que dicha tasa sea menor, lo que implica un crecimiento más lento del microorganismo lo que repercutiría en un menor flujo de salida del producto final, aumentando los impactos por unidad funcional. Cabe añadir que en el modelamiento de la fermentación de la micoproteína a partir de algas las concentraciones asociadas al microorganismo y a las algas no son necesariamente las que se utilizarían realmente en el proceso, a diferencia de los de la micoproteína comercial que provienen de bibliografía específica para dicho proceso. El hecho de que las concentraciones de la micoproteína a partir de algas no sean tan precisas, repercute en que si se utiliza una mayor dilución, aumentarían los impactos en su totalidad, dado que al proceso le requeriría más tiempo en completar la unidad funcional, y mayor tiempo de funcionamiento implica mayor uso de combustibles fósiles, que representan el mayor impacto.

Respecto a la generación de vapor, si bien se calcula los requerimientos de calor necesario para suministrar a cada etapa a través de balances de entalpía y másicos, no fue así para el caso del combustible requerido en las calderas, ya que esta estimación se realizó a partir de datos obtenidos por catálogo de equipos industriales. En estos datos se muestra el consumo máximo de combustible, es decir, asumiendo que el agua ingresa al sistema a temperatura ambiente entre 15 a 18°C. Así, considerando que en los procesos industriales para la generación de vapor existe recirculación del fluido caliente, el consumo de diésel debería ser menor dependiendo si la temperatura del agua recirculada es mayor. Por lo anterior el consumo de diésel en ambos casos de estudio es impreciso y puede estar sobrestimado.

Respecto a la modelación del proceso de producción de algas existe una importante simplificación, ya que solo se considera como etapa mayor impacto el transporte en barcas de carga. Además, las etapas de lavado y secado asociadas al procesamiento del alga, en este estudio son integradas al sistema *foreground*, esto último junto al desconocimiento de los impactos asociados al cultivo de algas, produce una interpretación errónea de los impactos asociados a la producción de alga. Otro aspecto para destacar es que el secado es modelado con requerimientos de vapor que se asocian a las calderas que modelan la generación de vapor. Respecto a lo mencionado, el uso de estas cantidades de energía puede que sea desmesurado en una aplicación real de secado, dado que

se utilizarían temperaturas menores de vapor, que no dañen la calidad del producto, o incluso otras fuentes de energía como eléctrica. Por lo que los requerimientos energéticos para este aspecto del proceso serían menores, ya que para la estimación de los requerimientos de vapor se hicieron a través de catálogo que solo indican el flujo másico requerido por la secadora, y no así la temperatura de operación del vapor.

7.2 Evaluación – Verificación de Integridad

En esta sección se enlistan y resumen los aspectos expuestos en la sección “7.1 Identificación de problemas significativos” constatando su ubicación en el cuerpo de este informe. Dichos aspectos se muestran en la Tabla 49: Resumen identificación parámetros alta incertidumbre.

Tabla 49: Resumen identificación parámetros alta incertidumbre.

Caso de estudio	Etapa	Detalle	Parámetro o supuesto de alta incertidumbre	Sección en que se expone
Micoproteína comercial	Generación de vapor	Sobrestimación diesel consumido	m_{14}	5.1.1.8
Micoproteína a partir de algas	Generación de vapor	Sobrestimación diesel consumido	m_{17}	5.2.1.10
Micoproteína a partir de algas	Producción de alga	Simplificación de actividades que componen el proceso	-	5.2.2.1
Micoproteína comercial	Fermentación	Oxígeno requerido subestimado, no contempla transferencia masa corriente gaseosa hacia el líquido	m_5	5.1.1.1
Micoproteína a partir de algas	Fermentación	Oxígeno requerido subestimado, no contempla transferencia masa corriente gaseosa hacia el líquido	m_9	5.2.1.1
Micoproteína a partir de algas	Fermentación	Utilización de tasa de crecimiento microbiano que no es propia del proceso	μ	5.2.1.1
Micoproteína a partir de algas	Fermentación	Imprecisión de parámetros del proceso concentración del alga y concentración de biomasa en el fermentador.	$C_{CH_1,8O_{0,5}N_{0,2}}^{Ferm}$ y $C_{CH_1,3O}^{Ferm}$	5.2.1.1
Micoproteína a partir de algas	Secado	Consumo energético sobrestimado, la corriente de vapor requerida debe ceder menos energía	m_{27}	5.2.1.8

7.3 Limitaciones y recomendaciones

A continuación, se enlistan las principales limitaciones asociadas a los resultados del ACV:

- En primer lugar, este estudio no califica para establecer desempeño de impactos ambientales en general, sino que sólo está acotada a la cuantificación de impactos asociados a potencial de calentamiento global y uso de agua.

- El estudio analiza los procesos productivos en régimen continuo, no se ahonda en los impactos asociados a los procesos de mantención requeridos cada 6 semanas por los procesos en estudio. Por lo anterior los impactos ambientales podrían aumentar significativamente, ya que los procesos de mantención tienen como principal operación la esterilización de equipos, y como se extrae de los resultados de este estudio, la actividad más intensiva en los impactos estudiados es la generación de vapor requerida para esterilizar.
- El estudio, carece de representatividad geográfica, por lo que los resultados sirven principalmente como antecedente en el diseño del proceso de producción de micoproteínas a partir de algas, con tal de identificar las etapas e insumos críticos.
- El transporte de insumos queda excluido de las etapas consideradas en este estudio, dado que el ACV carece de contexto geográfico, asumiendo que para ambos casos los impactos asociados serían proporcionales a la cantidad de insumos requeridos.
- En ambos casos de estudio la modelación de la etapa de fermentación, el oxígeno consumido se estima a partir de la ecuación estequiométrica. Esto último puede representar valores alejados de la realidad, ya que este insumo al ser un gas su consumo también se ve afectado por fenómenos relacionados con la absorción y desorción de gases en líquidos.
- Los consumos de diésel en ambos casos de estudio quedan sobre representados, ya que los flujos se estimaron a partir de lo mostrado en catálogos para los flujos de vapor requeridos. Lo anterior, repercute en que los resultados de los impactos queden sobredimensionados.

A partir de los resultados obtenidos, es posible establecer recomendaciones para mejorar el estudio de ACV, además de dar directrices que sirvan como insumo para el diseño del proceso, las cuales se enlistan a continuación:

- En primer lugar, se recomienda estudiar y evaluar otras alternativas de fermentación. Dado que la gran mayoría de los impactos están asociados a la esterilización requerida para los flujos líquidos de entrada a la etapa de fermentación.
- Otra alternativa al punto anterior es mantener el proceso y evaluar los impactos ambientales del proceso pero utilizando otras tecnologías para la producción de vapor, como calderas que utilicen combustibles que no provengan de recursos fósiles.
- Se recomienda fuertemente, evaluar distintas alternativas como fuente de nitrógeno dado que la producción convencional de amoníaco tiene altos impactos asociados.
- Para la obtención de resultados más confiables para el caso de micoproteína a partir de algas se recomienda definir las condiciones de operación en la etapa de fermentación como lo es la concentración de alga, además de estudiar la cinética del proceso. Esto último es importante precisarlo porque los impactos de la micoproteína a partir de algas están influenciados por la cantidad de producto que se produce por unidad de tiempo, la cual es mayor que en el caso de micoproteína comercial, aun cuando tienen el mismo tamaño de reactores.

8 Conclusiones

Con respecto al objetivo principal de este informe, se logra realizar un análisis de ciclo de vida comparativo entre la producción de micoproteínas a partir de algas propuesta por el CEBIB y el proceso convencional de producción de micoproteínas comerciales a partir de glucosa, con un enfoque de la “cuna a la puerta”. Se logra recopilar y caracterizar los antecedentes de las tecnologías más utilizadas en la industria de alimentos y biotecnológica, con las cuales se lleva a cabo el modelamiento de los procesos en estudio. Además, se obtienen los resultados de impactos ambientales para las categorías de impacto de potencial de calentamiento global y uso de agua, que si bien los ordenes de magnitud están dentro del rango de otras fuentes proteicas, los resultados están sobrestimados. Estos resultados permiten establecer de forma preliminar las etapas más intensivas en emisiones de gases de efecto invernadero y uso de agua. No obstante, para establecer una magnitud más precisa de los resultados de las categorías de impacto en cada sistema, se hacen necesarios estudios posteriores en los que se profundice con mayor detalle en la construcción del inventario de ciclo de vida para las etapas más críticas.

El presente trabajo ha permitido concluir que en procesos a escala industrial de producción de micoproteínas que una de las etapas con mayores impactos tanto en emisión de GEI como uso de agua es la generación de vapor la que se asocia principalmente a los requerimientos para la esterilización de los flujos de entrada a los equipos de fermentación. En el caso convencional se obtiene que esta etapa representa el 86,4% del total de los GEI emitidos, y de manera similar en el caso propuesto por el CEBIB se obtiene que esta representa el 89,9%, lo cual concuerda con lo expuesto en el estudio de referencia que gran parte de los impactos está asociado al uso y quema de recursos fósiles. Lo que cabe destacar del presente estudio es que la quema de combustibles fósiles se debe precisamente de la generación de vapor.

Respecto al uso de agua, para la etapa mencionada anteriormente, si bien no se obtienen resultados con tendencias similares en ambos procesos como en el caso del potencial de calentamiento global, la generación de vapor representa un porcentaje importante del total del impacto de uso de agua en ambos casos, con un 47,5% para el caso comercial y un 78,3% en el caso del proceso con algas. En ambos el impacto se relaciona principalmente con la adquisición del combustible, es decir, por el agua utilizada en su fabricación. El menor porcentaje en el caso de la micoproteína comercial se debe a que gran parte de los impactos se asocian a la producción de insumos con un 51,4%, donde se obtiene que la glucosa representa el insumo con uso más intensivo de agua.

Se concluye que para las dos categorías de impactos y en ambos procesos el requerimiento de combustible es un factor crítico del cual dependen la magnitud de los impactos, por lo que una sobrestimación o subestimación, harían variar fuertemente los resultados. Particularmente en este estudio el consumo de combustible requeridos para la generación de vapor en calderas, se estima a partir de los requerimientos mostrados en catálogos de venta, por lo que se recomienda precisar cuál es el consumo real como proyecciones para la continuación del análisis de ciclo de vida.

También se extrae de este estudio que la modelación de las etapas que dan origen al inventario de ciclo de vida en el caso de la micoproteína a partir de algas está fuertemente condicionada por los supuestos en la etapa de fermentación, particularmente a la concentración de alga y a la cinética de crecimiento microbiano. La falta de datos que caractericen este proceso da como resultado un modelo en el que se obtienen flujos de producto mucho mayores que en el caso de micoproteína

comercial. Por lo anterior, se recomienda caracterizar las condiciones de operación del proceso, con el fin de obtener resultados en los impactos más certeros.

9 Bibliografía

- [1] J. Bellarby, B. Foereid, and A. Hastings, “Cool Farming: Climate Impacts of Agriculture and Mitigation Potential,” Jun. 2008.
- [2] FAO, “The Future of Food and Agriculture,” *Food and Agriculture Organization of the United Nations*, no. November, pp. 1–52, 2017, Accessed: Jun. 21, 2022. [Online]. Available: <http://www.fao.org/3/I8429EN/i8429en.pdf>
- [3] D. Moore, G. D. Robson, and A. P. J. Trinci, “21st Century Guidebook to Fungi OUTLINE CLASSIFICATION OF FUNGI,” *Encyclopaedia Britannica*, pp. 1–21, 2011.
- [4] M. Song, H. Duc Pham, J. Seon, and H. Chul Woo, “Marine brown algae: A conundrum answer for sustainable biofuels production,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 50, pp. 782–792, Oct. 2015, doi: 10.1016/J.RSER.2015.05.021.
- [5] C. L. Salgado, R. Muñoz, A. Blanco, and M. E. Lienqueo, “Valorization and upgrading of the nutritional value of seaweed and seaweed waste using the marine fungi *Paradendryphiella salina* to produce mycoprotein,” *Algal Res*, vol. 53, p. 102135, Mar. 2021, doi: 10.1016/J.ALGAL.2020.102135.
- [6] T. Finnigan, L. Needham, and C. Abbott, “Mycoprotein: A Healthy New Protein With a Low Environmental Impact,” *Sustainable Protein Sources*, pp. 305–325, Jan. 2017, doi: 10.1016/B978-0-12-802778-3.00019-6.
- [7] C. Camus, M. D. C. Hernández-González, and A. H. Buschmann, “The seaweed resources of Chile over the period 2006-2016: Moving from gatherers to cultivators,” *Botanica Marina*, vol. 62, no. 3, pp. 237–247, Jun. 2019, doi: 10.1515/BOT-2018-0030.
- [8] C. Camus, J. Infante, and A. H. Buschmann, “Overview of 3 year precommercial seafarming of *Macrocystis pyrifera* along the Chilean coast,” *Rev Aquac*, vol. 10, no. 3, pp. 543–559, Aug. 2018, doi: 10.1111/RAQ.12185.
- [9] J. V. Ortiz, “Monografía Composición Nutricional y Funcional de Algas Pardas Chilenas : *Macrocystis pyrifera* y *Durvillaea antarctica*”.
- [10] H. Etchverry and L. López, “Estudios Químicos en *Macrocystis Pyrifera* (L.) AG. Constituyentes Orgánicos e Inorgánicos,” *Revista de Biología Marina - Universidad de Valparaíso*, vol. 18, pp. 73–99, 1982.
- [11] Z. Berk, “Cleaning, disinfection, and sanitation,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 643–656, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00028-2.
- [12] Z. Berk, “Dehydration,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 513–566, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00022-1.
- [13] Z. Berk, “Size reduction,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 165–191, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00006-3.
- [14] Z. Berk, “Mixing,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 193–217, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00007-5.

- [15] “Mixing in Solid–Liquid Systems,” *Solid-Liquid Two Phase Flow*, pp. 385–438, Jan. 2008, doi: 10.1016/B978-044452237-5.50009-6.
- [16] P. F. Stanbury, A. Whitaker, and S. J. Hall, “Sterilization,” *Principles of Fermentation Technology*, pp. 273–333, Jan. 2017, doi: 10.1016/B978-0-08-099953-1.00005-3.
- [17] M. Berovič, “Sterilization in Biotechnology,” *Comprehensive Biotechnology*, pp. 214–229, Jan. 2011, doi: 10.1016/B978-0-444-64046-8.00075-6.
- [18] B. Guieysse, G. Quijano, and R. Muñoz, “Airlift Bioreactors,” *Comprehensive Biotechnology*, pp. 291–305, Jan. 2011, doi: 10.1016/B978-0-444-64046-8.00079-3.
- [19] P. F. Stanbury, A. Whitaker, and S. J. Hall, “Design of a fermenter,” *Principles of Fermentation Technology*, pp. 401–485, Jan. 2017, doi: 10.1016/B978-0-08-099953-1.00007-7.
- [20] M. Shuler and F. Kargi, “Stoichiometry of Microbial Growth and Product Formation,” in *Bioprocess Engineering Basic Concepts*, Second. Prentice Hall PTR, 2002, pp. 207–218.
- [21] M. Shuler and F. Kargi, “How Cells Grow,” in *Bioprocess Engineering Basic Concepts*, Second edition. Prentice Hall PTR, 2002, pp. 155–206.
- [22] “Consumo de Agua de Torres de Enfriamiento.” <https://www.lenntech.es/applications/process/cooling-towers-water-consumption.htm> (accessed Jun. 21, 2022).
- [23] “Cooling Towers: Evaporation Loss and Makeup Water.” <https://www.chemengonline.com/cooling-towers-estimate-evaporation-loss-and-makeup-water-requirements/?printmode=1> (accessed Oct. 16, 2022).
- [24] N. Riches, “Steam systems,” *Handbook of Food Factory Design*, pp. 357–383, Jan. 2013, doi: 10.1007/978-1-4614-7450-0_14/FIGURES/00143.
- [25] “Consumo de Agua de la Caldera.” <https://www.lenntech.es/applications/process/boiler-feed-water/boiler-water-consumption.htm> (accessed May 17, 2022).
- [26] “Water Handbook - Boiler Blowdown Control | SUEZ.” <https://www.suezwatertechnologies.com/handbook/chapter-13-boiler-blowdown-control> (accessed May 17, 2022).
- [27] “¿Qué es una Trampa de Vapor? | TLV - Compañía Especialista en Vapor (America Latina).” <https://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/what-is-a-steam-trap.html> (accessed May 17, 2022).
- [28] “Tratamiento de agua de calderas.” <https://www.lenntech.es/aplicaciones/proceso/caldera/tratamiento-de-agua-de-calderas.htm> (accessed May 17, 2022).
- [29] Z. Berk, “Centrifugation,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 243–259, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00009-9.

- [30] P. F. Stanbury, A. Whitaker, and S. J. Hall, “Media for industrial fermentations,” *Principles of Fermentation Technology*, pp. 213–272, Jan. 2017, doi: 10.1016/B978-0-08-099953-1.00004-1.
- [31] Z. Berk, “Refrigeration—Equipment and methods,” *Food Process Engineering and Technology*, pp. 463–479, Jan. 2018, doi: 10.1016/B978-0-12-812018-7.00020-8.
- [32] M. Z. Hauschild, “Introduction to LCA methodology,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 59–66, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_6/FIGURES/2.
- [33] A. Bjørn, A. Laurent, M. Owsianiak, and S. I. Olsen, “Goal definition,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 67–74, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_7/FIGURES/2.
- [34] A. Bjørn, M. Owsianiak, A. Laurent, S. I. Olsen, A. Corona, and M. Z. Hauschild, “Scope definition,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 75–116, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_8/FIGURES/15.
- [35] A. Bjørn *et al.*, “Life cycle inventory analysis,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 117–165, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_9/TABLES/7.
- [36] “ecoinvent v2.2 database.” <http://esu-services.ch/data/ecoinvent/> (accessed Jun. 21, 2022).
- [37] R. K. Rosenbaum *et al.*, “Life cycle impact assessment,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 167–270, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_10/FIGURES/28.
- [38] M. Z. Hauschild, A. Bonou, and S. I. Olsen, “Life cycle interpretation,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 323–334, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_12/FIGURES/4.
- [39] R. K. Rosenbaum, S. Georgiadis, and P. Fantke, “Uncertainty management and sensitivity analysis,” *Life Cycle Assessment: Theory and Practice*, pp. 271–321, Sep. 2017, doi: 10.1007/978-3-319-56475-3_11/FIGURES/17.
- [40] S. Smetana, A. Mathys, A. Knoch, and V. Heinz, “Meat alternatives: life cycle assessment of most known meat substitutes,” *International Journal of Life Cycle Assessment*, vol. 20, no. 9, pp. 1254–1267, Sep. 2015, doi: 10.1007/S11367-015-0931-6/TABLES/2.
- [41] Gerber *et al.*, “A globAl Assessment of emissions And mitigAtion opportunities,” 2013, Accessed: Jan. 08, 2023. [Online]. Available: www.fao.org/publications
- [42] J. Poore and T. Nemecek, “Reducing food’s environmental impacts through producers and consumers,” *Science (1979)*, vol. 360, no. 6392, pp. 987–992, Jun. 2018, doi: 10.1126/SCIENCE.AAQ0216.
- [43] H. Ritchie, D. S. Reay, and P. Higgins, “Potential of Meat Substitutes for Climate Change Mitigation and Improved Human Health in High-Income Markets,” *Front Sustain Food Syst*, vol. 2, p. 357675, May 2018, doi: 10.3389/FSUFS.2018.00016/BIBTEX.
- [44] R. K. Pachauri *et al.*, “Climate Change 2014 Synthesis Report,” Gian-Kasper Plattner. Accessed: Aug. 25, 2022. [Online]. Available: <http://www.ipcc.ch>.

- [45] “Climate Change 2021: The Physical Science Basis - Technical Summary,” 2021. Accessed: Aug. 26, 2022. [Online]. Available: https://www.ipcc.ch/report/ar6/wg1/downloads/report/IPCC_AR6_WGI_TS.pdf
- [46] H. Li, R. K. Hanson, J. B. Jeffries, S. C. Sherwood, V. Dixit, and C. Salomez, “The global warming potential of near-surface emitted water vapour,” *Environmental Research Letters*, vol. 13, no. 10, p. 104006, Sep. 2018, doi: 10.1088/1748-9326/AAE018.
- [47] “MANUAL DE APLICACIÓN PARA LA EVALUACIÓN DE HUELLA HÍDRICA ACORDE A LA NORMA ISO 14.046,” 2016. Accessed: Aug. 26, 2022. [Online]. Available: <https://fch.cl/wp-content/uploads/2019/12/manual-aplicacion-iso-14-046-suizagua-1.pdf>
- [48] “Characterisation factors of the ILCD Recommended Life Cycle Impact Assessment methods Database and supporting information”, doi: 10.2788/60825.
- [49] A. B. Thomas, T. D. Shetane, R. G. Singha, R. K. Nanda, S. S. Poddar, and A. Shirsat, “Employing Central Composite Design for Evaluation of Biomass Production by *Fusarium venenatum*: In Vivo Antioxidant and Antihyperlipidemic Properties,” *Appl Biochem Biotechnol*, vol. 183, no. 1, pp. 91–109, Sep. 2017, doi: 10.1007/S12010-017-2432-5/FIGURES/6.
- [50] “Bacteria Disc Stack Centrifugal Separator Disc Centrifuge - Buy Bacteria Centrifuge,Bacteria Centrifugal Separator,Bacteria Disc Centrifuge Product on Alibaba.com.” https://www.alibaba.com/product-detail/Bacteria-Disc-Stack-Centrifugal-Separator-disc_1600204502433.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.12721525vo5CaL (accessed Oct. 10, 2022).
- [51] “Quick Freezing Small Freezer Tunnel For Food Processing Machine Stainless Steel Belt Iqf Tunnel Freezer - Buy Iqf Freezer Tunnel Machine,Freezer Tunnel,Blast Freezer Tunnel Product on Alibaba.com.” https://www.alibaba.com/product-detail/Freezing-Quick-Freezing-Small-Freezer-Tunnel_1600373522627.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.48847b356MRIj2&s=p (accessed Oct. 17, 2022).
- [52] “China 0,5 A 40 Toneladas Lpg Lng Cng Biogás Búnker Pesado Combustible Diesel Gas Natural Caldera De Vapor Industrial A La Venta - Buy Lpg Lng Cng Biogas Heavy Bunker Fuel Oil Diesel Natural Gas Fired Industrial Steam Boiler,0.5 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 12 15 20 25 30 35 40 Ton Steam Boiler,China Industrial Steam Boiler Price Product on Alibaba.com.” <https://spanish.alibaba.com/p-detail/China-62225169646.html?spm=a2700.7724857.0.0.11de1dc8ylXWYg&s=p> (accessed Oct. 11, 2022).
- [53] “Trituradora Automática De Polvo De Algas Marinas Secas,Molino Triturador Industrial,Precio En Venta - Buy Seaweed Grinding Machine,Seaweed Crushing Machine,Dry Fish Grinding Machine Product on Alibaba.com.”

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Automatic-dried-seaweed-powder-crushing-grinding-60780826438.html> (accessed Nov. 06, 2022).

- [54] “Dw Model Seaweed Mesh Belt Drying Machine - Buy Seaweed Drying Machine,Drying Machine,Mesh Belt Drying Machine Product on Alibaba.com.” https://www.alibaba.com/product-detail/Seaweed-Drying-Machine-DW-Model-Seaweed_60802744334.html?s=p (accessed Nov. 06, 2022).
- [55] “Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine - Buy Food Processing Seaweed Washing Machine,Kelp Cleaning Machine,Seaweed Cleaning Machine Product on Alibaba.com.” https://www.alibaba.com/product-detail/Industrial-Food-Processing-Seaweed-Washing-Kelp_60506442367.html (accessed Nov. 11, 2022).
- [56] “2 hp Horizontal Centrifugal Pump | inverter.com.” <https://www.inverter.com/2hp-horizontal-centrifugal-pump> (accessed Nov. 12, 2022).
- [57] C. Camus, J. Infante, and A. H. Buschmann, “Overview of 3 year precommercial seafarming of *Macrocystis pyrifera* along the Chilean coast,” *Rev Aquac*, vol. 10, no. 3, pp. 543–559, Aug. 2018, doi: 10.1111/RAQ.12185.
- [58] “Factores de Emisión – Energía Abierta | Comisión Nacional de Energía.” <http://energiaabierta.cl/visualizaciones/factor-de-emision-sic-sing/> (accessed Dec. 09, 2022).
- [59] “Water inventory data – Chair of Ecological Systems Design | ETH Zurich.” <https://esd.ifu.ethz.ch/downloads/water-inventory-data.html> (accessed Dec. 09, 2022).
- [60] F. Acevedo, J. C. Gentina, and A. Illanes, *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica*. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, 2002.
- [61] Z. Manev, A. Iliev, and V. Vachkova, “Agricultural Academy,” *Bulgarian Journal of Agricultural Science*, vol. 19, pp. 12–15, 2013.
- [62] “Production and economic assessment of giant kelp *Macrocystis pyrifera* cultivation for abalone feed in the south of Chile,” 2014, doi: 10.1111/are.12529.
- [63] “Stainless Steel Kelp Seaweed Cleaning Washing Processing Machine Plant.” <https://www.washturnkey.com/product/kelp-seaweed-washing-processing/> (accessed Nov. 11, 2022).

Anexo A: Modelamiento caso micoproteína comercial

Anexo A.1: Balance de masa y aspectos energéticos sistema *foreground*

Anexo A.1.1: Fermentación

Dimensiones reactor

Para la escala escogida para el proceso se establece un reactor *airlift* con las dimensiones del reactor utilizado en los comienzos de la industria de producción de micoproteínas. Los parámetros se presentan en la Tabla 50.

Tabla 50: Parámetros dimensiones reactor [3].

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
$V_{Reactor}$	40	$[m^3]$	[3]
$h_{Reactor}$	40	$[m^3]$	[3]

Para encontrar el área transversal del *riser* y *downcomer* del reactor, A_r y A_d respectivamente, se asume que ambas son iguales. Además, como el reactor está compuesto por un *loop* con dos tubos por el cual se recircula el líquido, cada uno con 40 metros de largo, se asume que el volumen del reactor está repartido en tubo de 80 metros de largo, es decir el doble que el de cada tubo. De esta manera es posible encontrar las áreas transversales de cada tubo a través de la relación establecida en la Ecuación A 1.

$$V_{reactor} = A_{transversal} \cdot (2h_{Reactor}) \quad A 1$$

Así despejando el valor del área de la Ecuación (A 1) y reemplazando con los valores de la Tabla 50, obtenemos los parámetros de A_r y A_d en la Ecuación (A 2).

$$A_{transversal} = A_r = A_d = 0,5 [m^2] \quad A 2$$

Además, para calcular el volumen que ocupa el líquido en el reactor, se toma en cuenta que en la operación unitaria, el gas ocupa alrededor de la mitad del volumen del reactor [3], de esta forma el volumen que utiliza el líquido queda expresado en la Ecuación A 3.

$$V_{liq} = \frac{V_{Reactor}}{2} = 20 [m^3] \quad A 3$$

Estequiometría de crecimiento microbiano

En la etapa ocurre el crecimiento microbiano con glucosa como sustrato, descrito por la Ecuación 1, que como se explica en la sección 3.3.7 de Antecedentes, las especies se deben normalizar en base a sus átomos de carbono.



Para obtener los coeficientes estequiométricos de la ecuación es necesario balancear por cada átomo de los compuestos, tal como se expone a continuación:

- Balance de Carbono (C):

$$1 = c + d$$

- Balance de Hidrógeno (H):

$$2 + 3a = 1,8c + 2e$$

- Balance de Oxígeno (O):

$$1 + 2b = 0,5c + 2d + e$$

- Balance de Nitrógeno (N):

$$a = 0,2c$$

Además, se tiene que el rendimiento de la reacción de producción de biomasa por sustrato es de $Y_{X/S} = 0,34 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{g \text{ glucosa}} \right]$ [49], junto con el peso molecular de la biomasa y el de glucosa normalizada, datos con los que se obtiene el coeficiente c de la ecuación estequiométrica, tal como muestra en la Ecuación A 4

$$c = 0,34 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{g \text{ glucosa}} \right] \cdot \frac{30 \left[\frac{g \text{ glucosa}}{Cmol \text{ glucosa}} \right]}{25,9 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{Cmol \text{ biomasa}} \right]} = 0,394 \left[\frac{Cmol \text{ biomasa}}{Cmol \text{ glucosa}} \right] \quad A 4$$

Luego resolviendo el sistema de las ecuaciones de cuatro ecuaciones y cuatro incógnitas que se obtiene del balance de cada elemento y el valor del coeficiente c , es posible obtener los demás coeficientes de la reacción. Así se obtienen los coeficientes estequiométricos expuestos en la Tabla 51, obteniéndose la expresión de la Ecuación A 5



Tabla 51: Coeficientes estequiométrico reacción de crecimiento microbiano.

Coeficiente	Valor
a	0,079
b	0,586
c	0,394
d	0,606
e	0,764

Balances de masa

Para la simplificar la notación con la cual se realizarán los balances de masa, se reemplazan las especies de la reacción por letras. $CH_2O = A$, $NH_3 = B$, $O_2 = C$, $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} = D$, $CO_2 = E$, $H_2O = F$. Así, de la Ecuación 8 a la Ecuación 16, presentes en la sección 5.1.1.1 Fermentación, quedan de la forma que se describe a continuación.



1. Balance global:

$$0 = \rho F_4 + m_{5,C} - \rho F_7 - m_{6,E} \quad A 6$$

2. Balance de la especie A:

- $0 = F_4 \cdot C_{A0} - r_A \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_A^{Ferm}$ A 7
3. Balance de la especie B:
- $0 = F_4 \cdot C_{B0} - r_B \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_B^{Ferm}$ A 8
4. Balance de la especie C:
- $0 = m_{5,C} - r_C \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_C^{Ferm}$ A 9
5. Balance de la especie D:
- $0 = r_D \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_D$ A 10
6. Balance de la especie E:
- $0 = r_E \cdot V_{liq} - m_{6,E}$ A 11
7. Balance de la especie F:
- $0 = r_F \cdot V_{liq} - F_7 \cdot x_{7,F(Prod)}$ A 12
8. Ley cinética:
- $-r_D = \mu \cdot C_D$ A 13
9. Relaciones entre cinéticas de cada especie:
- $\frac{r_A}{PM_A} = \frac{r_B}{PM_B} \cdot \frac{1}{0,079} = \frac{r_C}{PM_C} \cdot \frac{1}{0,586} = -\frac{r_D}{PM_D} \cdot \frac{1}{0,394} = -\frac{r_E}{PM_E} \cdot \frac{1}{0,606} = -\frac{r_F}{PM_F} \cdot \frac{1}{0,764}$ A 14

Luego despejando las expresiones cinéticas de cada especie en función de r_D de la Ecuación A 14, y reemplazándolas en las Ecuaciones A 7, A 9, A 11 y A 12 obtenemos el sistema de ecuaciones que se muestra a continuación.

$$0 = \rho F_4 + m_{5,C} - \rho F_7 - m_{6,E} - m_{7,F} \quad A 15$$

$$0 = F_4 \cdot C_{A0} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_A}{PM_D} \cdot \frac{1}{0,394} \right) \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_A^{Ferm} \quad A 16$$

$$0 = F_4 \cdot C_{B0} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_B}{PM_D} \cdot \frac{0,079}{0,394} \right) \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_B^{Ferm} \quad A 17$$

$$0 = m_{5,C} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_C}{PM_D} \cdot \frac{0,586}{0,394} \right) \cdot V_{liq} \quad A 18$$

$$0 = r_D \cdot V_{liq} - F_7 \cdot C_D \quad \text{A 19}$$

$$0 = \left(r_D \cdot \frac{PM_E}{PM_D} \cdot \frac{0,606}{0,394} \right) \cdot V_{liq} - m_{6,E} \quad \text{A 20}$$

$$0 = \left(r_D \cdot \frac{PM_F}{PM_D} \cdot \frac{0,764}{0,394} \right) \cdot V_{liq} - m_{7,F} \quad \text{A 21}$$

$$-r_D = \mu \cdot C_D \quad \text{A 22}$$

Las Ecuaciones A 15, A 16, A 17, A 18, A 19, A 20, A 21 y A 22 constituyen el sistema sistema de ocho ecuaciones, que junto con los datos de la Tabla 52, permiten encontrar las 8 incógnitas que modelan el sistema. Dichas incógnitas corresponden a F_4 , F_7 , $m_{5,C}$, $m_{6,E}$, r_D , $x_{7,F(Prod)}$, C_{A0} y C_{B0} .

Tabla 52: Datos de caracterización de la operación del fermentador

Dato	Valor	Unidad	Referencia
V_{liq}	20	$[m^3]$	[3]
ρ	997	$[kg\ m^{-3}]$	
C_A^{Ferm}	20	$[kg\ m^{-3}]$	[3]
C_B^{Ferm}	5	$[kg\ m^{-3}]$	[3]
C_C^{Ferm}	0,0075	$[kg\ m^{-3}]$	[3]
C_D^{Ferm}	15	$[kg\ m^{-3}]$	[3]
μ	0,19	$[h^{-1}]$	[3]
PM_A	25,9	$[kg\ Cmol^{-1}]$	[21]

El valor de las variables que describen la fermentación, obtenidas de la resolución de ecuaciones, se presentan en la Tabla 53.

Tabla 53: Variables que caracterizan el sistema

Variable	Valor	Unidad
r_D	2,85	$[(kg\ de\ D)\ m^{-3}\ h^{-1}]$
F_4	3,921	$[m^3\ h^{-1}]$
F_7	3,800	$[m^3\ h^{-1}]$
$m_{7,F}$	76,819	$[kg\ h^{-1}]$
C_{A0}	62,133	$[kg\ m^{-3}]$
C_{B0}	26,482	$[kg\ m^{-3}]$
$m_{5,C}$	104,906	$[kg\ h^{-1}]$
$m_{6,E}$	149,048	$[kg\ h^{-1}]$

Calor metabólico

Tal como se expone en la sección 3.3.7 de antecedentes el flujo de calor generado por el crecimiento microbiano Q_{GR} está dado por la expresión de la Ecuación 5, que se muestra a continuación.

$$Q_{GR} = \mu \cdot V_{liq} \cdot C_C^{Ferm} \cdot \frac{1}{Y_H} \quad A\ 23$$

Para obtener dicha magnitud, se requiere calcular el calor metabólico $1/Y_H$ que representa la energía cedida por unidad de masa de microorganismos generados por la reacción. La expresión para el calor metabólico la obtenemos al despejarla del balance de entalpía de la Ecuación 4, obteniendo la Ecuación A 24

$$\frac{1}{Y_H} = \frac{\Delta H_S}{Y_{X/S}} - \Delta H_{Celula} \quad A\ 24$$

Luego la expresión queda determinada por el rendimiento de crecimiento de biomasa $Y_{X/S}$, además de los valores de calores de combustión del sustrato y del material celular, ΔH_S y ΔH_{Celula} respectivamente. Los valores para el cálculo de esta expresión se presentan en la Tabla 54.

Tabla 54: Parámetros asociados al calor metabólico de la reacción

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
ΔH_S	-15,58	$[kJ (kg\ sustrato)^{-1}]$	[21]
ΔH_{Celula}	-21,3	$[kJ (kg\ celula)^{-1}]$	[21]
$Y_{X/S}$	0,34	$[(kg\ celula) (kg\ sustrato)^{-1}]$	[49]

Así, reemplazando los valores de la Tabla en la ecuación A 24 obtenemos el valor del calor metabólico expresado en la Ecuación A 25.

$$\frac{1}{Y_H} = -24,52 \left[\frac{kJ}{g\ celula} \right] \quad A\ 25$$

Finalmente, con el valor del calor metabólico y los datos característicos de la etapa, expuestos en la Tabla 52, se calcula el valor del flujo de calor cedido por la fermentación, reemplazando los datos en la Ecuación A 26.

$$Q_{GR} = -1.397.481 \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad A\ 26$$

Flujo de enfriamiento

Para calcular el flujo de agua requerida para enfriar el reactor, primero se iguala el calor generado por el crecimiento de la biomasa al calor absorbido por la corriente de agua m_{21} , tal como se expone en la Ecuación A 27, imponiendo una corriente con $T_{in} = 15 [^{\circ}C]$ y $T_f = 22 [^{\circ}C]$

$$-Q_{GR} = Q_{Absorbido} = m_{21} \cdot C_{p\ agua} \cdot (T_f - T_{in}) \quad A\ 27$$

Despejando el termino m_{21} de la Ecuación A 27, y reemplazando con los valores de la Tabla 55, se obtiene que la corriente requerida es de la magnitud presentada en la Ecuación A 28.

$$m_{22} = 47.750,3 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad A\ 28$$

Tabla 55: Datos cambio de entalpía flujo de agua enfriamiento.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Q_{GR}	-1.397.481	$[kJ h^{-1}]$	Cálculo
Cp_{agua}	4,182	$[kJ kg^{-1} K^{-1}]$	
T_f	22	$^{\circ}C$	Juicio Experto
T_{in}	15	$^{\circ}C$	Juicio Experto

Finalmente, para obtener el flujo volumétrico de enfriamiento requerido por la etapa se establece la relación presente en la Ecuación A 29.

$$m_{22} = \rho \cdot F_{21} \quad A 29$$

Así con el valor de la densidad del agua $\rho = 997[kg/m^3]$, tenemos que el valor para el flujo F_{22} es el que se presenta en la Ecuación A 30.

$$F_{22} = 47,89 \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad A 30$$

Compresión de aire

Como se presenta en la sección 3.3.7 de Antecedentes, la etapa de fermentación requiere una corriente de aireación para producir el mezclado, así como también la transferencia de oxígeno requerida por la reacción. La expresión para encontrar la potencia mecánica requerida corresponde a la presentada en la Ecuación 2. Que se presenta a continuación

$$\frac{P_G}{V_L} = \frac{\rho_L \cdot g \cdot U_{Gr}}{1 + \frac{A_d}{A_r}} \quad A 31$$

Donde el termino U_{Gr} está dado por la Ecuación 3.

$$U_{Gr} = \frac{Q_m \cdot R \cdot T}{h_L \cdot A_r \cdot \rho_L \cdot g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_h} \right) \quad A 32$$

Para la obtención de Q_m se utiliza la expresión de la Ecuación A 33, donde $N_a = 0,0012 [mol l^{-1} s^{-1}]$ [60]. corresponde al flujo molar de gas requerido para aireación del fermentador por unidad de volumen de líquido

$$Q_m = N_a \cdot V_{liq} = 0,0012 \left[\frac{mol}{l \cdot s} \right] \cdot \frac{1000[l]}{1[m^3]} \cdot 20[m^3] = 24 \left[\frac{mol}{s} \right] \quad A 33$$

Así al obtener el valor de Q_m y junto con los datos de la Tabla 56, se obtiene el valor de la velocidad superficial del gas U_{Gr} de la Ecuación A 32, expresado en la Ecuación A 34.

$$U_{Gr} = 0,738 [m/s] \quad A 34$$

Tabla 56: Valores para el cálculo de velocidad superficial y potencia asociada al gas.

Parámetro	Valor	Unidad
Q_m	24	$[mol\ s^{-1}]$
R	8,314	$[m^3\ Pa\ mol^{-1}\ K^{-1}]$
T	303	$[K]$
h_L	15	$[m]$
A_r	1,33	$[m^2]$
ρ_L	997	$[kg\ m^{-3}]$
g	9,8	$[m\ s^{-2}]$
P_h	101.325	$[Pa]$

Así, para obtener el valor de la potencia requerida por el gas P_G , se utilizan los datos de la Tabla 56, además del valor del área transversal del *downcomer* $A_d = [m^2]$. Así reemplazando los datos en la Ecuación A 31, se llega al valor presentado en la Ecuación A 35.

$$P_G = 27.044 [W] \quad A\ 35$$

Además, para estimar el valor del flujo F_5 , se utiliza la ley de los gases ideales, donde $\dot{n} = Q_m$ y $V = F_5$ además se considera la presión en la base del airlift.

$$P_0 \cdot V = \dot{n} \cdot R \cdot T$$

$$P_0 \cdot F_5 = Q_m \cdot R \cdot T$$

Para calcular P_0 se calcula la presión hidrostática, utilizando los valores de la Tabla 56

$$P_0 = P_h + \rho \cdot g \cdot h = 247.884 [Pa]$$

Así con P_0 y los valores de R y T presentes en la Tabla 56, obtenemos el valor de F_5 en la Ecuación A 36, al reemplazar los valores en la relación de gases ideales.

$$F_5 = 878,047 \left[\frac{m^3}{s} \right] \quad A\ 36$$

Contar en algún momento que se excluye el consumo eléctrico asociado al transporte de fluidos por bombas.

Flujos de la etapa

continuación se presentan relaciones de flujo total y de especies, que junto con los datos obtenidos en las secciones anteriores, es posible obtener la magnitud másica de cada especie, que se resumen en la Tabla 57.

Tabla 57: Flujos másicos etapa fermentación.

Flujo	A	B	C	D	E	F	Agua	Aire	Total
$m_4 [kg\ h^{-1}]$	243,65	103,85	–	–	–	–	3562,07	–	3909,56
$m_5 [kg\ h^{-1}]$	–	–	104,91	–	–	–	–	2491,78	2596,68
$m_6 [kg\ h^{-1}]$	–	–	–	–	149,05	–	–	2491,78	2640,82
$m_7 [kg\ h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	57,00	–	76,82	3559,75	–	3788,60

$m_{22} [kg h^{-1}]$	-	-	-	-	-	-	47750,26	-	47750,26
$m_{23} [kg h^{-1}]$	-	-	-	-	-	-	47750,26	-	47750,26

Para encontrar las corrientes másicas asociadas al flujo F_4

$$m_4 = m_{4,Agua} + m_{4,A} + m_{4,B}$$

$$\rho \cdot F_4 = m_{4,Agua} + F_4 \cdot C_{A0} + F_4 \cdot C_{B0}$$

Respecto a las corrientes másicas asociadas a la corriente F_5 se tiene que

$$m_5 = m_{5,aireación} + m_{5,consumoO_2}$$

$$m_5 = Q_m \cdot PM_{aire} + m_{5,C}$$

Para la corriente másica asociada al flujo F_6

$$m_6 = m_{6,aire} + m_{6,CO_2}$$

$$m_6 = m_{5,aireacion} + m_{6,E}$$

Para las corrientes másicas asociadas al flujo F_7 se tiene que

$$m_7 = m_{7,agua} + m_{7,A} + m_{7,B} + m_{7,C} + m_{7,D} + m_{7,F}$$

Anexo A.1.2: Reducción de RNA

Aspectos energéticos

En esta etapa se eleva la temperatura de la corriente F_7 desde los 30 a lo 68 °C. Así en primer lugar se calcula el incremento de la entalpía del fluido Q_7 .

Parámetro	Valor
$m_7 [kg h^{-1}]$	3788,6
$T_{in} [^{\circ}C]$	30
$T_{out} [^{\circ}C]$	68
$C_{p,Agua} [kJ kg^{-1} K^{-1}]$	4,182

$$Q_7 = m_7 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{out} - T_{in})$$

$$Q_7 = 602.069,16 \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Luego para calcular la corriente de vapor requerida, se iguala el calor Q_7 requerido para elevar la temperatura de F_7 , con el calor Q_{17b} cedido por la corriente de vapor m_{17b} .

Parámetro	Valor
$T_{in} [^{\circ}C]$	148
$T_{out} [^{\circ}C]$	120
$C_{p,Vapor} [kJ kg^{-1} K^{-1}]$	1,87

$$-Q_7 = Q_{17b} = m_{17b} \cdot C_{p,Vapor} \cdot (T_{out} - T_{in})$$

Despejando

$$m_{17b} = \frac{Q_7}{C_{p,Vapor} \cdot (T_{out} - T_{in})} = 11.498,65 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Composición flujo

En esta etapa por efecto de la temperatura, se pierde cerca del 30% de la biomasa al disolverse en la solución. Así se pierde la especie D (biomasa), en forma de D' (biomasa disuelta). De igual forma con el contenido de agua intracelular de F a F'. De esta forma se plantean las siguientes ecuaciones.

Parámetro	Valor
$x_{pérdida} [kg D' (kg D)^{-1}]$	0,3
$m_{7,D} [kg h^{-1}]$	57
$m_{7,F} [kg h^{-1}]$	76,81

$$m_{8,D} = (1 - x_{Perdida}) \cdot m_{7,D}$$

$$m_{8,D'} = (x_{Perdida}) \cdot m_{7,D}$$

$$m_{8,F} = (1 - x_{Perdida}) \cdot m_{7,F}$$

$$m_{8,F'} = (x_{Perdida}) \cdot m_{7,F}$$

Luego los flujos asociados a la etapa

	A	B	C	D	D'	F	F'	Agua	Total
m_7	76,00	19,00	0,03	57,00	-	76,82	-	3559,75	3788,60
m_8	76,00	19,00	0,03	39,90	17,10	53,77	23,05	3559,75	3788,60

Anexo A.1.3: Centrifugación

Como se requiere que el producto principal de salida m_9 , tenga un contenido másico de agua de un 75%, y un 25% de biomasa, además asumiendo separación perfecta, es decir que la biomasa D junto con el agua intracelular F quedan en la corriente m_9 , se plantean las siguientes ecuaciones.

$$m_{9,D} = m_{8,D}$$

$$m_{9,F} = m_{8,F}$$

$$0,25 \cdot m_9 = m_{9,D}$$

$$0,75 \cdot m_9 = m_{9,Agua} + m_{9,F}$$

Además, se asume que todas las especies de la corriente de entrada quedan contenidas en la corriente m_{11} .

$$m_{11,A} = m_{8,A}$$

$$m_{11,B} = m_{8,B}$$

$$m_{11,C} = m_{8,C}$$

$$m_{11,D'} = m_{8,D'}$$

$$m_{11,F'} = m_{8,F'}$$

$$m_{8,Agua} = m_{9,Agua} + m_{11,Agua}$$

Así, con los datos de composición para la corriente m_8 , presentes en el Anexo A.1.2: Reducción de RNA y las ecuaciones presentadas obtenemos las composiciones de las corrientes m_9 y m_{11} . Así las corrientes de esta etapa se resumen a continuación.

	A	B	C	D	D'	F	F'	Agua	Total
$m_8 [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	39,90	17,10	53,77	23,05	3559,75	3788,60
$m_9 [kg h^{-1}]$	—	—	—	39,90	—	53,77	—	65,93	159,60
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	—	17,10	—	23,05	3493,83	3629,00

Potencia del equipo

Luego para el calculo de la potencia, se busca por catálogo una centrifuga de boquilla. De la búsqueda se encuentra un modelo llamado *Bacteria Disc Stack Centrifugal Separator disc centrifuge* [50], presente en la Figura 53. Así para el caudal requerido, m_8 se escoge la capacidad seleccionada en la Figura 54.

$$F_8 = \frac{m_8}{\rho} = 3,80 \left[\frac{m^3}{h} \right] = 3800 \left[\frac{L}{h} \right]$$

$$P_{Centrifugación} = 7,5 [kW]$$



Figura 53: Representación centrifuga escogida [50].

Product Parameters

Model	Capacity (L/h)	Drum diameter (mm)	Drum speed (r/min)	Separation factor	Power (KW)	Weight (kg)	Dimension (mm X mm X mm)
DHC230	1500	230	6930	6170	2.2	240	850X625X985
DHC300	2000	300	7200	6950	4	550	865X645X1100
DHC 360	3000	360	6500	7000	5.5	650	900X600X1150
DHC400	4000	400	6500	7500	7.5	750	1100X1050X1250
DHC500	8000	500	5800	8500	18.5	1200	1250X1000X1550

Figura 54: Descripción técnica centrífuga [50].

Anexo A.1.4: Congelación

Para la estimación de la potencia requerida en esta etapa se escoge “Quick Freezing Small Freezer Tunnel” [51], representado en la Figura 55. Como el flujo que entra la etapa es de $m_9 = 159,6 [kg h^{-1}]$, el modelo escogido corresponde al SZ-1TF300, cuyas características técnicas se presentan en la Figura 56. Luego la potencia requerida se presenta a continuación.

$$P_{Congelamiento} = 9,55 [kW]$$



Figura 55: Representación de “Quick Freezing Small Freezer Tunnel” para la etapa de Congelación.

Model	Freezing Capacity(kg)	Freezing Time(min)	Installed Power(kw)	Cooling Capacity(kw)	Size(m)	Transmission bandwidth(m)
SZ-1TF150	150	10-100 Adjustable	3.75	34	76*25*25	1.8
SZ-1TF300	300	10-100 Adjustable	9.55	65	115*25*25	1.8
SZ-1TF500	500	10-100 Adjustable	19.8	99	166*25*25	1.8
SZ-2TF500	500	10-100 Adjustable	20.2	99	92*39*29	2.5
SZ-1TF1000	1000	10-100 Adjustable	28.6	175	180*42*28	3
SZ-1TF1500	1500	10-100 Adjustable	42.6	256	240*42*28	3
SZ-1TF2000	2000	10-100 Adjustable	55.8	326	296*42*28	3

Figura 56: Características técnicas "Quick Freezing Small Freezer Tunnel".

Anexo A.1.5: Separación

Se asume que de la corriente m_{11} que entra a la etapa, se recupera un 75% del agua contenida en la solución, y que para efectos de simplificación de cálculos se asume que en la corriente de purga m_{12} se retiran todas las especies. Dichas consideraciones se presentan en las siguientes ecuaciones.

$$m_{13,Agua} = 0,75 \cdot m_{11,Agua}$$

$$m_{13} = m_{13,Agua}$$

$$m_{12,A} = m_{11,A}$$

$$m_{12,B} = m_{11,B}$$

$$m_{12,C} = m_{11,C}$$

$$m_{12,D'} = m_{11,D'}$$

$$m_{12,F'} = m_{11,F'}$$

Con las ecuaciones presentadas y con los valores asociados a la corriente m_{11} obtenidos en la sección anterior, se calcula la composición para los flujos másicos m_{12} y m_{13} , las cuales se resumen en la siguiente tabla.

Flujo	A	B	C	D	D'	F	F'	Agua	Total
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	–	17,10	–	23,05	3493,83	3629,00
$m_{12} [kg h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	–	17,10	–	23,05	873,46	1008,63
$m_{13} [kg h^{-1}]$	–	–	–	–	–	–	–	2620,37	2620,37

Anexo A.1.6: Esterilización

Flujo producto principal

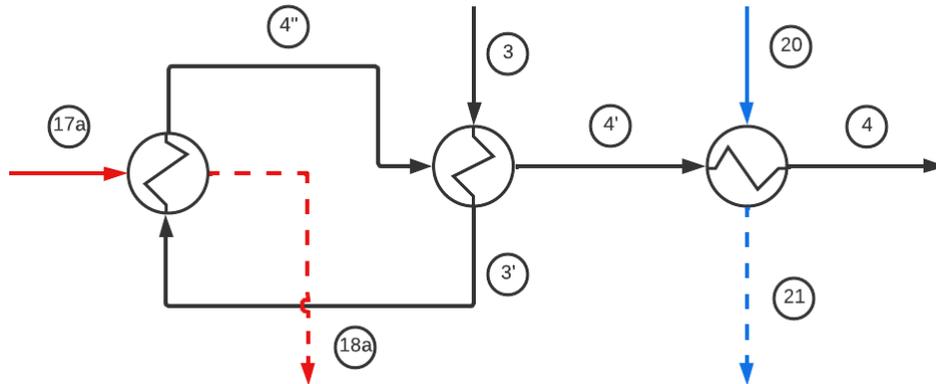
En esta etapa no cambia la composición del flujo principal, por lo que m_3 es igual a m_4 en magnitud y composición. Así se tiene las siguientes igualdades.

$$m_{3,A} = m_{4,A}$$

$$m_{3,B} = m_{4,B}$$

$$m_{3,Agua} = m_{4,Agua}$$

Flujos de calor asociados a la etapa



1. Balance en el Recovery: Se considera que la diferencia de temperatura entre los fluidos en el recovery corresponde a 10°C . Se considera que el calor específico del fluido es el del agua y constante en todo el rango de temperaturas.

$$T_{4'} - T_{3'} = 10 [^{\circ}\text{C}]$$

$$Q_{3'} = m_3 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{3'} - T_3)$$

$$Q_{4'} = m_4 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{4'} - T_{4''})$$

$$-Q_{3'} = Q_{4'}$$

$$-(T_{4'} - 10 - T_3) = T_{4'} - T_{4''}$$

$$T_{4'} = \frac{T_{4''} + T_3 + 10}{2}$$

Dado que la temperatura de esterilización $T_{4''} = 121^{\circ}\text{C}$, corresponde a un parámetro del proceso, y como la temperatura de alimentación del producto principal que se asume temperatura ambiente $T_3 = 18^{\circ}\text{C}$. Es posible obtener con las ecuaciones presentadas las temperaturas $T_{3'}$ y $T_{4'}$, que caracterizan el proceso y se presentan en la tabla.

Variable	Valor
$T_{3'} [^{\circ}\text{C}]$	64,5
$T_{4'} [^{\circ}\text{C}]$	74,5

2. Balance intercambiador calor vapor: Para realizar el balance de energía en el intercambiador de calor en el cual se alimenta el vapor para la esterilización, se considera

que el vapor alimentado entra a una temperatura $T_{17a} = 148$ [°C] y sede calor hasta disminuyendo su temperatura en 10 °C, es decir hasta los $T_{18a} = 138$ [°C].

$$Q_{4''} = m_4 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{4''} - T_{3'})$$

$$Q_{17a} = m_{17a} \cdot C_{p,Vapor} \cdot (T_{18a} - T_{17a})$$

$$-Q_{4''} = Q_{17a}$$

$$m_{17a} = \frac{-Q_{4''}}{C_{p,Vapor} \cdot (T_{18a} - T_{17a})}$$

Parámetro	Valor	Referencia
$T_{3'}$ [°C]	64,5	-
$T_{4''}$ [°C]	121	-
$C_{p,Agua}$ [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	4,182	-
$Q_{4''}$ [kJ h ⁻¹]	923.763,08	Cálculo
$C_{p,Vapor}$ [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	1,87	-
T_{17a} [°C]	148	-
T_{18a} [°C]	138	-

Con las ecuaciones presentadas y los datos de la tabla se obtiene el valor del flujo de vapor m_{17a} requerido para esterilizar la corriente m_3 .

$$m_{17a} = 49.399,10 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

3. Balance intercambiador enfriamiento:

$$Q_4 = m_4 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_4 - T_{4'})$$

$$Q_{20} = m_{20} \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{21} - T_{20})$$

$$-Q_4 = Q_{20}$$

$$m_{20} = \frac{Q_{20}}{C_{p,Agua} \cdot (T_{21} - T_{20})}$$

Con la temperatura del fluido luego de pasar por el recovery $T_{4'} = 74,5$ [°C] y la temperatura de operación requerida para la entrada al reactor $T_4 = 30$ [°C]. Se obtiene el flujo de calor $Q_4 = -727.565,61$ [kJ h⁻¹]. Luego con los valores de temperatura de operación de entrada y salida del flujo de enfriamiento T_{21} y T_{20} , se obtiene el flujo de agua de enfriamiento.

Parámetro	Valor	Referencia
T_{20} [°C]	15	Juicio Experto
T_{21} [°C]	22	Juicio Experto

$$m_{20} = 24.853,65 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Flujos de la etapa

A continuación, se presenta el resumen de la composición de los flujos másicos de la etapa.

Flujos	A	B	Agua	Total
m_3 [kg h ⁻¹]	243,65	103,85	3562,07	3909,56
m_4 [kg h ⁻¹]	243,65	103,85	3562,07	3909,56
m_{17a} [kg h ⁻¹]	—	—	49399,10	49399,10
m_{18a} [kg h ⁻¹]	—	—	49399,10	49399,10
m_{20} [kg h ⁻¹]	—	—	24853,65	24853,65
m_{21} [kg h ⁻¹]	—	—	24853,65	24853,65

Anexo A.1.7: Mezclado

La cantidad de agua requerida m_1 requerida por la solución que da origen a m_3 está dada por las siguientes relaciones.

$$m_1 = m_{1,Agua}$$

$$m_{3,Agua} = m_{13} + m_1$$

Luego las especies requeridas en m_3 son provistas por la corriente de entrada al sistema m_2 ,

$$m_{2,A} = m_{3,A}$$

$$m_{2,B} = m_{3,B}$$

Con estas relaciones y los valores de m_{13} y m_3 calculados en las secciones anteriores, se obtienen la composición de las corrientes m_1 y m_2 . A continuación, se resume la magnitud y composición de los flujos asociados a la etapa.

	A	B	Agua	Total
m_1 [kg h ⁻¹]	—	—	941,70	941,70
m_2 [kg h ⁻¹]	243,65	103,85	—	243,65
m_3 [kg h ⁻¹]	243,65	103,85	3562,07	3909,56
m_{13} [kg h ⁻¹]	—	—	2620,37	2620,37

Para obtener la potencia requerida por el equipo se considera que un estanque agitado necesita alrededor de 2 a 6 kW por cada m^3 de solución [3], considerando el valor promedio de 4 kW por cada m^3 . Para determinar el volumen de agitación se considera escoger un el volumen igual al 25% del volumen del líquido en el reactor $V_{liq} = 20 m^3$. Con lo anterior se obtiene el valor de la potencia $P_{Mezclado}$.

$$P_{Mezclado} = 4 \left[\frac{kW}{m^3} \right] \cdot 5[m^3] = 20 [kW]$$

Anexo A.1.8: Generación de vapor

Requerimientos hídricos

La cantidad de vapor m_{17} que debe suministrar esta etapa esta dada por los requerimientos de las etapas de esterilización m_{17a} y reducción de RNA m_{17b} .

$$m_{17} = m_{17a} + m_{17b}$$

Para calcular el flujo de agua de reposición m_{15} , se considera que en el sistema de calderas se pierde el 20% del flujo a suministrar a causa de fugas de vapor y purgas para mejorar la calidad del agua.

$$m_{15} = 0,2 \cdot m_{17}$$

Consumo combustible

Para la estimación del combustible requerido por la caldera, se selecciona una caldera industrial [52] representada en la Figura 57, cuyas especificaciones técnicas se presentan en la Figura 58. Dada la magnitud del flujo $m_{17} = 60.897,74 [kg h^{-1}]$, se obtiene que se necesitan alrededor de 3 calderas de 20 $[ton h^{-1}]$ de producción de vapor, cada una con un consumo de 1276,2 $[kg h^{-1}]$ de diesel. Como el sistema de calderas que se toma de referencia, contempla recirculación de fluido caliente se considera la utilización del 70% del flujo de combustible máximo que requiere la caldera por catálogo. De lo anterior se obtiene el consumo total de combustible m_{14} .

$$m_{14} = 0,7 \cdot (3 \cdot 1276,2 \left[\frac{kg}{h} \right]) = 2.680,02 \left[\frac{kg}{h} \right]$$



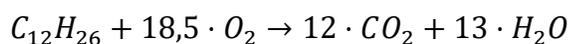
Figura 57: Representación caldera [52].

Boiler Model	WNS0.5	WNS1	WNS2	WNS3	WNS4	WNS5	WNS6	WNS8	WNS10	WNS15	WNS20	
Rated steam capacity(T/H)	0.5	1	2	3	4	5	6	8	10	15	20	
Rated steam pressure(Mpa)	1.0/1.25/1.6/2.5											
Rated steam temperature(°C)	184/194/204/226											
Feed water temperature(°C)	20/104											
Thermal efficiency(%)	>98											
Nox emission(mg/m3)	120/80/30											
Exhaust gas temperature(°C)	<60											
Fuel type	Light diesel oil/Heavy oil/Natural gas/Liquefied gas/City gas											
Fuel consumption	Light diesel oil(kg/h)	32.5	64.6	129.3	192.9	258.2	323.3	388.6	514.6	641.7	960.1	1276.2
	Natural gas(Nm3/h)	35.7	70.1	140.3	212.1	283.4	360.4	424.2	566.3	707.8	1061.7	1415.8
Max transportation weight(t)	3.5	5.5	8	10.7	11.6	13.8	17.5	22.5	26.8	35.2	45.5	

Figura 58: Especificaciones técnicas Caldera [52].

Combustión

Para estimar la emisión de CO_2 asociada a la combustión, se considera la reacción de combustión, sólo con O_2 .



Para calcular el flujo másico CO_2 y H_2O producidos, se considera que todo el combustible diesel ($C_{12}H_{26}$) contenido en l m_{14} , es consumido. Así para el cálculo de m_{16,CO_2} y m_{16,H_2O} , primero es necesario hacerlo en términos de sus flujos molares.

$$n_{14} = \frac{m_{14}}{PM_{Diesel}}$$

$$n_{16,CO_2} = 12 \cdot n_{14}$$

$$m_{16,CO_2} = n_{16,CO_2} \cdot PM_{CO_2}$$

$$n_{16,H_2O} = 13 \cdot n_{14}$$

$$m_{16,H_2O} = n_{16,H_2O} \cdot PM_{H_2O}$$

Con los datos y las ecuaciones presentadas en esta sección se resumen los flujos másicos de la etapa en la siguiente tabla.

	Agua	CO2	CH4	Agua combustión	Diesel	Total
m_{14}	–	–	–	–	3828,60	3828,60
m_{15}	12179,55	–	–	–	–	12179,55
m_{16}	–	11891,18	1,17	5269,96	–	17162,30
m_{17}	60897,74	–	–	–	–	60897,74

Anexo A.2: Etapas sistema *background*

Anexo B: Modelamiento caso micoproteína a partir de algas

Anexo B.1: Balance masa y aspectos energéticos foreground micoproteínas a partir de algas

Anexo B.1.1: Fermentación

Dimensiones reactor

Las dimensiones del biorreactor *airlift*, datos necesarios para el cálculo de parámetros de esta sección, son de la misma magnitud que para el caso de las micoproteínas comerciales. La obtención de estos datos se presenta en detalle en el apartado “Dimensiones reactor” del Anexo A.1.1: Fermentación. En la Tabla 58, presentada a continuación, se resumen los datos mencionados.

Tabla 58: Dimensiones reactor.

Parámetro	Valor
$V_{Reactor} [m^3]$	40
$V_{liq} [m^3]$	20

Estequiometría de crecimiento microbiano

En la etapa ocurre el crecimiento microbiano con ácido algínico $(C_6H_8O_6)_n$ como fuente de carbono, descrito por la Ecuación, que como se explica en la sección 3.3.7 de Antecedentes, las especies se deben normalizar en base a sus átomos de carbono, razón por la que en la reacción se presenta como $CH_{1,3}O$.



Para obtener los coeficientes estequiométricos de la ecuación es necesario balancear por cada átomo de los compuestos, tal como se expone a continuación:

- Balance de Carbono (C):

$$1 = c + d$$

- Balance de Hidrógeno (H):

$$1,3 + 3a = 1,8c + 2e$$

- Balance de Oxígeno (O):

$$1 + 2b = 0,5c + 2d + e$$

- Balance de Nitrógeno (N):

$$a = 0,2c$$

Además, se tiene que el rendimiento de la reacción de producción de biomasa por sustrato es de $Y_{X/S} = 0,56 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{g \text{ glucosa}} \right]$, junto con el peso molecular de la biomasa y el de glucosa normalizada, datos con los que se obtiene el coeficiente c de la ecuación estequiométrica, Tabla 59.

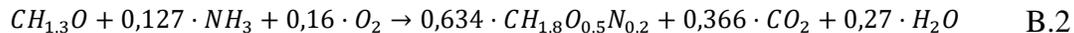
$$c = 0,56 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{g \text{ glucosa}} \right] \cdot \frac{29,3 \left[\frac{g \text{ ac. alginico}}{Cmol \text{ ac. alginico}} \right]}{25,9 \left[\frac{g \text{ biomasa}}{Cmol \text{ biomasa}} \right]} \quad B.1$$

$$= 0,634 \left[\frac{Cmol \text{ biomasa}}{Cmol \text{ ac. alginico}} \right]$$

Tabla 59: Coeficientes estequiométricos reacción micoproteínas a partir de algas.

Coeficiente	Valor
a	0,127
b	0,16
c	0,634
d	0,366
e	0,27

Así con dichos valores se obtiene la reacción estequiométrica para la producción de biomasa a partir de alginato que se presenta a continuación.



Balances de masa

Para la simplificar la notación con la cual se realizarán los balances de masa, se reemplazan las especies de la reacción por letras. $CH_{1,3}O = A$, $NH_3 = B$, $O_2 = C$, $CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,2} = D$, $CO_2 = E$, $H_2O = F$. De la Ecuación 28 a Ecuación 36, para simplificar la notación y realizar los balances de masa



1. Balance global: Se toma como volumen de control el líquido dentro del reactor, que tiene como corrientes de entrada la corriente de alimentación de sustratos F_8 , $m_{9,C}$ correspondiente al flujo másico de la especie C requerido por la reacción. Las corrientes de salida son F_{11}

asociada al producto principal y $m_{6,E}$ que corresponde al flujo de gaseoso de la especie E producido por la reacción.

$$0 = \rho F_8 + m_{9,C} - \rho F_{11} - m_{10,E} \quad B.3$$

2. Balance de la especie A:

$$0 = F_8 \cdot C_{8,A} - r_A \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_A^{Ferm} \quad B.4$$

3. Balance de la especie B:

$$0 = F_8 \cdot C_{8,B} - r_B \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_B^{Ferm} \quad B.5$$

4. Balance de la especie C:

$$0 = m_{9,C} - r_C \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_C^{Ferm} \quad B.6$$

5. Balance de la especie D:

$$0 = r_D \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_D^{Ferm} \quad B.7$$

6. Balance de la especie E:

$$0 = r_E \cdot V_{liq} - m_{10,E} \quad B.8$$

7. Balance de la especie F (Intracelular):

$$0 = r_F \cdot V_{liq} - \rho \cdot F_{11} \cdot x_{11,F} \quad B.9$$

8. Ley cinética:

$$-r_D = \mu \cdot C_D^{Ferm} \quad B.10$$

9. Relaciones entre cinéticas de cada especie:

$$\frac{r_A}{PM_A} = \frac{r_B}{PM_B} \cdot \frac{1}{0,127} = \frac{r_C}{PM_C} \cdot \frac{1}{0,16} = -\frac{r_D}{PM_D} \cdot \frac{1}{0,634} = -\frac{r_E}{PM_E} \cdot \frac{1}{0,366} = -\frac{r_F}{PM_F} \cdot \frac{1}{0,27} \quad B.11$$

Luego, con la relación de la B.11, reemplazandola en las demás se tiene que el balance queda por sistema

$$0 = \rho F_8 + m_{9,C} - \rho F_{11} - m_{10,E} \quad B.12$$

$$0 = F_8 \cdot C_{8,A} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_A}{PM_D} \cdot \frac{1}{0,634} \right) \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_A^{Ferm} \quad B.13$$

$$0 = F_8 \cdot C_{8,B} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_B}{PM_D} \cdot \frac{0,127}{0,634} \right) \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_B^{Ferm} \quad B.14$$

$$0 = m_{9,C} - \left(-r_D \cdot \frac{PM_C}{PM_D} \cdot \frac{0,16}{0,634} \right) \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_C^{Ferm} \quad B.15$$

$$0 = r_D \cdot V_{liq} - F_{11} \cdot C_D^{Ferm} \quad B.16$$

$$0 = \left(-r_D \cdot \frac{PM_E}{PM_D} \cdot \frac{0,366}{0,634} \right) \cdot V_{liq} - m_{10,E} \quad B.17$$

$$0 = \left(-r_D \cdot \frac{PM_F}{PM_D} \cdot \frac{10,27}{0,634} \right) \cdot V_{liq} - \rho \cdot F_{11} \cdot x_{11,F} \quad B.18$$

$$-r_D = \mu \cdot C_D^{Ferm} \quad B.19$$

Con las ecuaciones que van desde la B.12 a la B.19, se constituyen el sistema de ocho ecuaciones, que junto con los datos de Tabla 60, permiten encontrar las 8 incógnitas que modelan el sistema. Dichas incógnitas corresponden a F_8 , F_{11} , $m_{9,C}$, $m_{10,E}$, r_D , $x_{11,F(Prod)}$, C_{A0} y C_{B0} .

Tabla 60: Datos caracterización sistema de ecuaciones.

Dato	Valor	Unidad	Referencia
V_{liq}	20	$[m^3]$	[3]
ρ	997	$[kg m^{-3}]$	-
C_A^{Ferm}	20	$[kg m^{-3}]$	[3]
C_B^{Ferm}	5	$[kg m^{-3}]$	[3]
C_C^{Ferm}	0,0075	$[kg m^{-3}]$	[3]
C_D^{Ferm}	15	$[kg m^{-3}]$	[3]
μ	0,19	$[h^{-1}]$	[3]
PM_A	29,3	$[kg Cmol^{-1}]$	[21]
PM_B	17	$[kg Cmol^{-1}]$	-
PM_C	32	$[kg Cmol^{-1}]$	-
PM_D	25,9	$[kg Cmol^{-1}]$	-

PM_E	44	$[kg\ Cmol^{-1}]$	-
PM_F	18	$[kg\ Cmol^{-1}]$	-

El valor de las variables que describen la fermentación, obtenidas de la resolución de ecuaciones, se presentan en la Tabla 61.

Tabla 61: Variables que caracterizan el sistema.

Variable	Valor	Unidad
r_D	2,85	$[(kg\ de\ D)\ m^{-3}\ h^{-1}]$
F_4	3,921	$[m^3\ h^{-1}]$
F_7	3,800	$[m^3\ h^{-1}]$
$m_{7,F}$	76,819	$[kg\ h^{-1}]$
C_{A0}	62,133	$[kg\ m^{-3}]$
C_{B0}	26,482	$[kg\ m^{-3}]$
$m_{5,C}$	104,906	$[kg\ h^{-1}]$
$m_{6,E}$	149,048	$[kg\ h^{-1}]$

Flujos de la etapa

$$m_8 = m_{8,Agua} + m_{8,A} + m_{8,B}$$

$$\rho \cdot F_8 = m_{8,Agua} + F_8 \cdot C_{A0} + F_8 \cdot C_{B0}$$

A continuación, se presentan las ecuaciones para determinar los flujos máxicos asociadas a la corriente m_9 , donde el flujo de aireación $m_{9,aire}$, tiene la misma magnitud que en el caso de micoproteínas comerciales $m_{9,aire} = 2491,78\ [kg/h]$, calculado en el apartado “Compresión de aire” del Anexo A.1.1: Fermentación.

$$m_9 = m_{9,aire} + m_{9,C}$$

La ecuación que describe la corriente m_{10}

$$m_{10,Aire} = m_{9,aire}$$

$$m_{10} = m_{10,aire} + m_{6,E}$$

Para las corrientes máxicas asociadas al flujo F_{11} se tiene que

$$m_{11} = m_{11,agua} + m_{11,A} + m_{11,B} + m_{11,C} + m_{11,D} + m_{11,F}$$

Tabla 62: Resumen flujos máxicos asociados a fermentación.

Flujo	A	B	C	D	E	F	Agua	Aire	Total
$m_8\ [kg\ h^{-1}]$	177,79	102,10	–	–	–	–	3563,82	–	3843,70
$m_9\ [kg\ h^{-1}]$	–	–	17,79	–	–	–	–	2491,78	2509,57
$m_{10}\ [kg\ h^{-1}]$	–	–	–	–	56,02	–	–	2491,78	2547,79
$m_{11}\ [kg\ h^{-1}]$	76,00	19,00	0,03	57,00	–	16,88	3619,70	–	3788,60
$m_{25}\ [kg\ h^{-1}]$	–	–	–	–	–	–	47750,26	–	47750,26

$m_{26} [kg h^{-1}]$	-	-	-	-	-	-	47750,26	-	47750,26
----------------------	---	---	---	---	---	---	----------	---	----------

Anexo B.1.2: Centrifugación

Flujos másicos

El producto final debe contener un 75% de líquido, por lo tanto, se asume que la cantidad de sólidos presente en m_{12} compuesta por el sustrato y biomasa corresponde al 25% del flujo másico. Además, se asume una separación completa de la biomasa (D) y el contenido hídrico intracelular (F).

$$0,25 \cdot m_{12} = m_{12,A} + m_{12,D}$$

$$m_{12,D} = m_{11,D}$$

$$m_{12,F} = m_{11,F}$$

También se asume que en un 20% del total de sólidos corresponde a alga hidrolizada y el 80% restante a micoproteína.

$$m_{12,A} = \frac{0,2}{0,8} \cdot m_{12,D}$$

Se asume que las especies remanentes como B, C, y parte de A, quedan completamente contenidas en m_{14}

$$m_{14,B} = m_{11,B}$$

$$m_{14,C} = m_{11,C}$$

$$m_{14,A} = m_{11,A} - m_{12,A}$$

Con las ecuaciones planteadas y los valores de m_{11} obtenidos en la sección anterior se

Flujo	A	B	C	D	F	Agua	Total
$m_{11} [kg h^{-1}]$	76	19	0,03	57	16,88	3619,70	3788,60
$m_{12} [kg h^{-1}]$	14,25	-	-	57	16,88	196,87	285,00
$m_{14} [kg h^{-1}]$	61,75	19	0,03	-	-	3422,82	3503,60

Potencia

Para determinar el cálculo de la potencia, es necesario el flujo volumétrico de entrada a la etapa F_{11} .

$$F_{11} = \frac{m_{11}}{\rho} = \frac{3788,60 [kg h^{-1}]}{997 [kg m^{-3}]} = 3,80 \left[\frac{m^3}{h} \right] = 3800 \left[\frac{l}{h} \right]$$

Dado que la magnitud de F_{11} cae en el mismo rango de operación que la centrifuga escogida en el caso de micoproteína comercial, se utilizan los mismos datos que se recopilan en el apartado "Potencia" del Anexo A.1.3: Centrifugación. Así, en este caso la potencia es:

$$P_{centrifuga} = 7,5 [kW]$$

Anexo B.1.3: Separación

Se asume que de la corriente m_{11} que entra a la etapa, se recupera un 75% del agua contenida en la solución, y que para efectos de simplificación de cálculos se asume que en la corriente de purga m_{12} se retiran todas las especies. Dichas consideraciones se presentan en las siguientes ecuaciones.

$$m_{16,Agua} = 0,75 \cdot m_{14,Agua}$$

$$m_{16} = m_{16,Agua}$$

$$m_{15,A} = m_{14,A}$$

$$m_{15,B} = m_{14,B}$$

$$m_{15,C} = m_{14,C}$$

$$m_{15,D'} = m_{14,D'}$$

$$m_{15,F'} = m_{14,F'}$$

Con las ecuaciones presentadas y con los valores asociados a la corriente m_{14} obtenidos en la sección anterior, se calcula la composición para los flujos másicos m_{15} y m_{16} , las cuales se resumen en la siguiente tabla.

	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>Agua</i>	<i>Total</i>
$m_{14} (kg h^{-1})$	61,75	19	0,03	3422,82	3503,60
$m_{15} (kg h^{-1})$	61,75	19	0,03	855,71	936,48
$m_{16} (kg h^{-1})$	–	–	–	2567,12	2567,12

Anexo B.1.4: Esterilización

Flujo producto principal

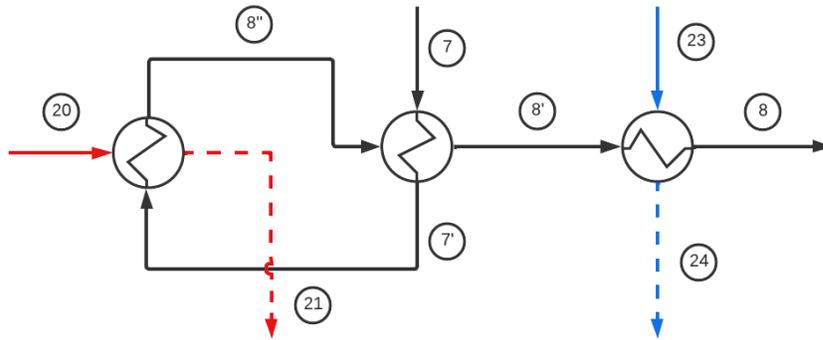
En esta etapa no cambia la composición del flujo principal, por lo que m_7 es igual a m_8 en magnitud y composición. Así se tiene que las siguientes igualdades.

$$m_{7,A} = m_{8,A}$$

$$m_{7,B} = m_{8,B}$$

$$m_{7,Agua} = m_{8,Agua}$$

Flujos de calor asociados a la etapa



1. Balance en el Recovery: Se considera que la diferencia de temperatura entre los fluidos en el recovery corresponde a 10°C . Se considera que el calor específico del fluido es el del agua y constante para ambas temperaturas.

$$T_{8'} - T_{7'} = 10 \text{ [}^{\circ}\text{C]}$$

$$Q_{7'} = m_7 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{7'} - T_7)$$

$$Q_{8'} = m_8 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{8'} - T_{8''})$$

$$-Q_{7'} = Q_8$$

$$-(T_{8'} - 10 - T_7) = T_{8'} - T_{8''}$$

$$T_{8'} = \frac{T_{8''} + T_7 + 10}{2}$$

Dado que la temperatura de esterilización $T_{8''} = 121^{\circ}\text{C}$, corresponde a un parámetro del proceso, y como la temperatura de alimentación del producto principal que se asume temperatura ambiente $T_7 = 18^{\circ}\text{C}$. Es posible obtener con las ecuaciones presentadas las temperaturas $T_{7'}$ y $T_{8'}$, que caracterizan el proceso y se presentan en la tabla.

Variable	Valor
$T_{7'}$ [$^{\circ}\text{C}$]	64,5
$T_{8'}$ [$^{\circ}\text{C}$]	74,5

2. Balance intercambiador de calor vapor: Para realizar el balance de energía en el intercambiador de calor en el cual se alimenta el vapor para la esterilización, se considera que el vapor alimentado entra a una temperatura $T_{20} = 148^{\circ}\text{C}$ y sede calor hasta disminuyendo su temperatura en 10°C , es decir hasta los $T_{21} = 138^{\circ}\text{C}$.

$$Q_{8''} = m_8 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{8''} - T_{7'})$$

$$Q_{20} = m_{20} \cdot C_{p,Vapor} \cdot (T_{21} - T_{20})$$

$$-Q_{8''} = Q_{20}$$

$$m_{20} = \frac{-Q_{8''}}{C_{p,Vapor} \cdot (T_{21} - T_{20})}$$

Parámetro	Valor	Referencia
$T_{7'} [^{\circ}C]$	64,5	-
$T_{8''} [^{\circ}C]$	121	-
$C_{p,Agua} [kJ kg^{-1} K^{-1}]$	4,182	-
$Q_{8''} [kJ h^{-1}]$	908.201,17	Cálculo
$C_{p,Vapor} [kJ kg^{-1} K^{-1}]$	1,87	-
$T_{20} [^{\circ}C]$	148	-
$T_{21} [^{\circ}C]$	138	-

Con las ecuaciones presentadas y los datos de la tabla se obtiene el valor del flujo de vapor m_{20} requerido para esterilizar la corriente m_7 .

$$m_{20} = 48.566,91 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

3. Balance intercambiador enfriamiento

$$Q_8 = m_8 \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_8 - T_{8'})$$

$$Q_{23} = m_{23} \cdot C_{p,Agua} \cdot (T_{24} - T_{23})$$

$$-Q_8 = Q_{23}$$

$$m_{23} = \frac{Q_{23}}{C_{p,Agua} \cdot (T_{24} - T_{23})}$$

Con la temperatura del fluido luego de pasar por el recovery $T_{8'} = 74,5 [^{\circ}C]$ y la temperatura de operación requerida para la entrada al reactor $T_8 = 30 [^{\circ}C]$. Se obtiene el flujo de calor $Q_8 = -715.308,88 [kJ h^{-1}]$. Luego con los valores de temperatura de operación de entrada y salida del flujo de enfriamiento T_{23} y T_{24} , se obtiene el flujo de agua de enfriamiento.

Parámetro	Valor	Referencia
$T_{23} [^{\circ}C]$	15	Juicio Experto
$T_{24} [^{\circ}C]$	22	Juicio Experto

$$m_{23} = 24.434,96 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Flujos de la etapa

A continuación, se presenta el resumen de la composición de los flujos másicos de la etapa.

<i>Flujo</i>	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>Agua</i>	<i>Total</i>
m_7	177,79	102,10	3563,82	3843,70
m_8	177,79	102,10	3563,82	3843,70
m_{20}	–	–	48566,91	48566,91
m_{21}	–	–	48566,91	48566,91
m_{23}	–	–	24434,96	24434,96
m_{24}	–	–	24434,96	24434,96

Anexo B.1.5: Mezclado

En esta etapa se mezclan los insumos requeridos para la corriente de alimentación m_7

$$m_5 = m_{5,Agua}$$

$$m_{7,Agua} = m_{16} + m_5$$

$$m_{6,A} = m_{7,A}$$

$$m_{6,B} = m_{7,B}$$

Con estas relaciones y los valores de m_{16} y m_7 calculados en las secciones anteriores, se obtienen la composición de las corrientes m_5 y m_6 . A continuación, se resume la magnitud y composición de los flujos asociados a la etapa.

	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>Agua</i>	<i>Total</i>
m_5	–	–	996,70	996,70
m_{6a}	177,79	–	–	177,79
m_{6b}	–	102,10	–	102,10
m_7	177,79	102,10	3563,82	3843,70
m_{16}	–	–	2567,12	2567,12

Anexo B.1.6: Molienda

El flujo másico que requiere ser procesado en esta etapa corresponde a m_4 que tiene la misma magnitud que el requerido en el proceso de mezclado $m_{5,A}$

$$m_4 = m_{5,A}$$

Para estimar el consumo energético de esta etapa se escoge un molino por catálogo, de similares características al presentado en la sección 3.3.1 del capítulo de Antecedentes. El modelo escogido corresponde a “Trituradora automática de polvo de algas marinas secas” [53], que se ilustra en la Figura 59. Así la potencia P_{Molino} , de la maquina requerida para tratar el flujo m_4 corresponde a la escogida en el modelo “GWG-30” presentado en la Figura 60.

$$P_{Molino} = 5,5 [kW]$$



Figura 59: Representación maquina trituradora de alga seca escoginda [53].

Modelo	La capacidad de	Poder	Tensión de	Dimensiones	Peso
GWG-180	10-25 KG/H	2.2KW	220/380V	550*420*1080mm	180KG
GWG-20	30-150 KG/H	4KW	220/380V	750*550*1400mm	230KG
GWG-30	100-300 KG/H	5.5KW	220/380V	770*750*1500mm	320KG
GWG-40	200-400 KG/H	7.5KW	220/380V	870*750*1700mm	430KG
GWG-50	300-500 KG/H	18.5KW	220/380V	950*800*1750mm	580KG
GWG-60	500-1000 KG/H	22KW	220/380V	1000*950*1850mm	650KG
GWD-20	30-150 KG/H	8.75KW	220/380V	4500*850*2300mm	580KG
GWD-30	100-300 KG/H	11.75KW	220/380V	4800*850*2700mm	880KG
GWD-40	200-400 KG/H	15.75KW	220/380V	5500*900*2700mm	1200KG
GWD-50	300-500 KG/H	27.1KW	220/380V	6000*1100*3000mm	1500KG
GWD-60	500-1000 KG/H	34.1KW	220/380V	7000*1200*3500mm	2000KG
GWD-80	600-1500 KG/H	57KW	220/380V	7800*1500*3800mm	3000KG
GWD-100	1000-3000 KG/H	79.2KW	220/380V	9980*1800*4200mm	6000KG

Figura 60: Aspectos técnicos trituradora de algas secas escogida [53].

Anexo B.1.7: Secado

En la etapa de secado se deshidrata el alga proveniente de la cosecha, donde la etapa de secado representa uno de los mayores impactos. Primero se calcula el flujo másico de algas, teniendo en cuenta que el contenido sólido del alga recién extraída es del 6% [61].

$$m_{3,AlgaSeca} = m_4$$

$$m_3 = \frac{m_{3,AlgaSeca}}{0,06}$$

Luego el flujo de vapor requerido se busca por catálogo, encontrando el equipo “*Seaweed Mesh Belt Drying Machine*” [54], cuyo esquema se presenta en la Figura 61.

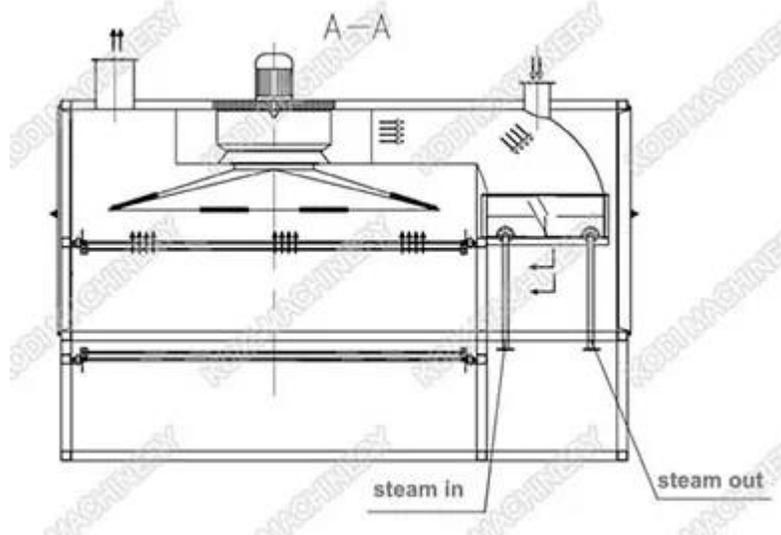


Figura 61: Esquema “*Seaweed Mesh Belt Drying Machine*” [54].

La magnitud requerida para estimar el consumo energético es el área del material a secar, así primero es necesario obtener los datos de las dimensiones del alga. Las dimensiones de espécimen de 10 kg, corresponde a un alga de 6 metros [62], así para calcular el área, se asume un ancho de 20 cm. Con dichos datos es posible calcular una densidad superficial del alga húmeda. Luego con los datos recopilados y las ecuaciones que se presentan a continuación, es posible calcular el área de secado necesaria para llevar a cabo la operación.

Parámetro	Valor	Referencia
Ancho Alga [m]	0,2	[4]
Largo Alga [m]	6	[4]
Peso Alga [kg]	10	[4]
m_3 [kg h ⁻¹]	2963,10	Cálculo propio

$$\text{Densidad superficial} = \frac{\text{Peso alga}}{\text{Área alga}}$$

$$\text{Área requerida por hora} = \frac{m_3}{\text{Densidad superficial}} = 355,57 \left[\frac{m^2}{h} \right]$$

Luego en la Figura 62, se escoge el modelo de mayor capacidad “DW-2-20”, cuya área de secado es de 40 m^2 , con un tiempo de secado promedio de 1 hora. Así, con los datos recopilados y la ecuación planteada se obtiene el número de máquinas requeridas.

Parámetro	Valor	Referencia
Área requerida por hora [$\text{m}^2 \text{ h}^{-1}$]	355,57	Cálculo propio
Área secado máquina [m^2]	40	[54]
Tiempo de operación [h]	1	-

$$\text{Nro de maquinas} = \frac{\text{Área requerida por hora}}{\left(\frac{\text{Área secado maquina}}{\text{Tiempo de operación}}\right)} = 8,89 \approx 9$$

Type	DW-1-2-8	DW-1-2-10	DW-1-6-8	DW-1-6-10	DW-2-8	DW-2-10	DW-2-20	
Quantity of unit	4	5	4	5	4	5	10	
Belt width(m)	1.2		1.6		2			
Length of drying section(m)	8	10	8	10	8	10	20	
Thickness of raw material(mm)	<=60							
Operation temperature(°C)	50-140							
Steam pressure (MPa)	0.2-0.8							
Steam consume (kg/h)	120-300	150-375	150-375	170-470	180-500	225-600	450-1200	
Drying time(h)	0.2-1.2	0.25-1.5	0.2-1.2	0.25-1.5	0.2-1.2	0.25-1.5	0.5-3	
Drying strength(kg/h)	60-160	80-220	75-220	95-250	100-260	120-300	240-600	
Power equipped(kw)	11.4	13.6	11.4	13.6	14.7	15.8	36.8	
Overall dimensions	L(m)	9.56	11.56	9.56	11.56	9.56	11.56	21.56
	W(m)	1.49	1.49	1.9	1.9	2.32	2.32	2.32
	H(m)	2.3	2.3	2.4	2.4	2.5	2.5	2.5
Weight(kg)	4500	5600	5300	6400	6200	7500	140	

Figura 62: Aspectos técnicos máquina de secado "Seaweed Mesh Belt Drying Machine" [54].

Luego con la cantidad de máquinas requeridas se puede estimar el consumo eléctrico y de vapor asociado a esta etapa. Que como se extrae de la Figura 62, cada maquina consume $36,8 \text{ [kW]}$ de potencia y $1200 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ de vapor.

$$m_{27} = 9 \text{ [maquinas]} \cdot 1200 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{maquina}} \right] = 10.800 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$P_{\text{Secado}} = 9 \text{ [maquinas]} \cdot 36,8 \left[\frac{\text{kW}}{\text{maquina}} \right] = 331,2 \text{ [kW]}$$

Luego la masa de vapor de agua retirada de m_3 y expulsada por la corriente m_{29} se da por la siguiente relación.

$$m_{29} = m_{3,Agua}$$

<i>Flujo</i>	<i>A</i>	<i>Agua</i>	<i>Total</i>
m_3	177,79	2.785,31	2963,10
m_4	177,79	–	177,79
m_{29}	–	2.785,31	2785,31
m_{27}	–	10.800,00	10800,00
m_{28}	–	10.800,00	10800,00

Anexo B.1.8: Lavado

En esta etapa se considerará que con cambia la masa ni la composición de la materia prima.

$$m_1 = m_3$$

Para estimar el consumo material y energético asociado a esta etapa se considera una máquina de lavado con las características mencionadas en la sección 3.3.1 Lavado, capaz de procesar un flujo similar al de m_1 . Se encuentra “*Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine*” [55] [63], cuyo modelo se presenta en la Figura 63: Representación “*Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine*” [55]. Figura 63. El tamaño escogido corresponde al señalado en la Figura 64, para el flujo requerido se selecciona el modelo GG-XQ5000. Los parámetros energéticos del modelo seleccionado se presentan en la Figura 65, de donde se obtiene que el requerimiento eléctrico de esta etapa corresponde a P_{Lavado} .

$$P_{Lavado} = 7 [kW]$$



Figura 63: Representación “*Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine*” [55].

Model	Power	Capacity	Weight	Size
GG-XQ2500	0.75kw/2.2kw	100-500 kg/h	380kg	2500*1550*1500mm
GG-XQ3000	0.75kw/3kw	200-800 kg/h	460kg	3000*1550*1500mm
GG-XQ3500	1.1kw/380v	300-1000 kg/h	540kg	3500*1550*1500mm
GG-XQ4000	1.1kw/380v	500-1500kg/h	640kg	4000*1550*1500mm
GG-XQ5000	1.5kw/380v	1000-2500kg/h	800kg	5000*1550*1500mm

Figura 64: Capacidad y dimensiones “Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine” [55].

Kelp Seaweed Washing Machine					
Model	Mesh belt width	Transmission power	Pump power	Air pump power	Dimensions (MM)
GG-XQ2500A	800	0.75	0.75	2.2	2725×1504×1329
GG-XQ3000A	800	0.75	0.75	2.2	3225×1504×1329
GG-XQ3500A	800	0.75	0.75	2.2	3725×1504×1329
GG-XQ4000A	800	0.75	0.75	2.2	4225×1504×1329
GG-XQ5000A	800	1.5	1.5	4	5225×1504×1329

Figura 65: Aspectos técnicos “Industrial Food Processing Seaweed Washing Kelp Cleaning Machine” [63].

Para estimar el consumo de agua de la etapa se considerará que se purga y repone el 1%, del flujo bombeado por el estanque interno de la máquina. Considerando que la potencia de la bomba es de $P_{Bomba,Lavado} = 1,5 [kW]$, se estima el flujo que ésta circula en base a su potencia. Para lo anterior se escoge una bomba horizontal de potencia 2 hp (1,5 kW) [56]. Cuyas especificaciones técnicas se presentan en la Tabla 63.

Tabla 63: Aspectos técnicos bomba horizontal 1,5 kW [56].

Potencia	2 hp (1,5 kW)		
Flujo [m^3/h]	Min: 7,3	Medio: 10,4	Máy: 13,5
Head [m]	23	22	20,5
(NPSH) _r [m]	2,3		
Uso	Agua y líquidos con concentración de sólidos volumétrica máxima de 0,1%. Temperatura menor a 60°C.		

Se toma como referencia que la bomba trabajará con el flujo medio de 10,4 [m^3/h], que corresponde al flujo recirculado dentro del estanque de lavado de la etapa. Se estima que la purga del estanque para mantener las condiciones de lavado es del 1%, con dicho cálculo se obtiene el flujo para F_{2a} y F_{2b} .

$$F_{2a} = F_{2b} = 0,01 \cdot 10,4 \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$m_{2a} = m_{2b} = F_{2a} \cdot \rho_{Agua}$$

Flujo	Agua	Alga	Agua residual	Total
$m_1 [kg h^{-1}]$	–	2963,10	–	2963,10
$m_{2a} [kg h^{-1}]$	103,69	–	–	103,69
$m_{2b} [kg h^{-1}]$	–	–	103,69	103,69
$m_3 [kg h^{-1}]$	–	2963,10	–	2963,10

Anexo C: Impactos potencial calentamiento global

Anexo C.1: Micoproteínas comerciales

Para la cuantificación de los impactos asociado al sistema de micoproteínas comerciales, se utilizan los flujos estimados en el análisis de inventario y resumidos en la Tabla 17 de la sección “5.1 Modelamiento proceso micoproteínas comerciales”, junto con los factores de emisión recopilados en Tabla 45 de la sección 1.1. Así, los impactos se obtienen de la multiplicación de cada uno de los flujos asociados al sistema con los respectivos factores de emisión, y se resumen en la Tabla 64.

Tabla 64: Emisiones de GEI asociado a los flujos del sistema de micoproteínas comerciales.

Etapa	Descripción	Flujo	Unidad	FE	Unidad	Emisión [kg CO2 eq]
Abastecimiento de agua	Agua	104,96	kg/UF	0,00087	kg CO2eq/kg	0,09
Producción de amoníaco	Amoníaco	0,65	kg/UF	8,51	kg CO2eq/kg	5,54
Producción de oxígeno	Oxígeno	0,66	kg/UF	1,47	kg CO2eq/kg	0,96
Producción de Glucosa	Glucosa	1,53	kg/UF	1,57	kg CO2eq/kg	2,39
Producción de electricidad	Electricidad	0,68	kWh/UF	0,39	kg CO2eq/kWh	0,27
Producción de Diesel	Diesel	16,79	kg/UF	0,71	kg CO2eq/kg	11,92
Generación de vapor	CO2	52,15	kg/UF	1,00	kg CO2eq/kg	52,15
Fermentación	CO2	0,93	kg/UF	1,00	kg CO2eq/kg	0,93
Tratamiento aguas residuales	Agua residual	6,32	kg/UF	1,60	kg CO2eq/m3	0,01

Total [kg CO₂eq]	74,27
------------------------------------	--------------

A continuación, se muestra como ejemplo de cálculo la cuantificación del impacto del flujo asociado a amoníaco, con tal de ilustrar los valores expuestos en la Tabla 64.

$$Emsión\ Amoniaco = 0,65 [kg] \cdot 8,51 \left[\frac{kg\ CO_2eq}{kg} \right] = 5,54 [kg\ CO_2eq]$$

Con tal de analizar los resultados, entorno a sus macroetapas más relevantes se agrupan las emisiones en torno a Insumos, Generación de vapor, Proceso y Tratamiento de aguas residuales. Así los porcentajes respecto al total del impacto de cada etapa se presentan en la 9Tabla 65.

9Tabla 65: Desgloce de impactos por macroetapas sistema micoproteínas comerciales.

Producción de insumos	Glucosa	2,39	3,22%	12,0%
	Amoniaco	5,54	7,45%	
	Oxígeno	0,96	1,30%	
Generación vapor	Diesel	11,92	16,05%	86,4%
	Combustión	52,15	70,22%	
	Agua suministro	0,07	0,09%	
Proceso	Electricidad	0,27	0,36%	1,7%
	Agua	0,02	0,03%	
	CO ₂ Fermentación	0,93	1,26%	
Tratamiento aguas residuales	Agua residual	0,01	0,01%	0,01%
Total		74,27		

Anexo C.2: Micoproteínas a partir de algas.

En el caso de la cuantificación de los impactos asociado al sistema de micoproteínas a partir de algas, se sigue la misma metodología, se utilizan los flujos estimados provenientes de análisis de inventario y resumidos en la Tabla 30 de la sección “5.2 Modelamiento Micoproteínas a partir de alga”, junto con los factores de emisión recopilados en Tabla 45 de la sección 1.1. De la misma forma que en el caso de micoproteínas comerciales del “Anexo C.1: Micoproteínas comerciales”, se calculan las emisiones asociadas a cada flujo, que se resumen en la Tabla 66.

Tabla 66: Emisiones de GEI asociado a los flujos del sistema de micoproteínas a partir de algas.

Etapas/Proceso	Descripción producto	Flujo	Unidad	FE	Unidad	Emisión [kg CO₂ eq]
Abastecimiento de agua	Agua	58,19	kg/UF	0,00087	kg CO ₂ eq/kg	0,05

Producción de amoniaco	Amoniaco	0,36	kg/UF	8,51	kg CO2eq/kg	3,05
Producción de oxígeno	Oxígeno	0,06	kg/UF	1,47	kg CO2eq/kg	0,09
Cultivo alga	Alga	10,40	kg/UF	0,05	kg CO2eq/t- km	0,53
Producción de electricidad	Electricidad	0,43	kWh/UF	0,39	kg CO2eq/kWh	0,17
Producción de Diesel	Diesel	9,40	kg/UF	0,71	kg CO2eq/kg	6,68
Fermentación	CO2	0,20	kg/UF	1,00	kg CO2eq/kg	0,20
Generación de vapor	CO2	29,21	kg/UF	1,00	kg CO2eq/kg	29,21
Tratamiento de aguas residuales	Agua	3,65	kg/UF	1,60	kg CO2eq/m3	0,01
					Total [kg CO2eq]	39,97

En la Tabla 67 se reagrupan los resultados, entorno a sus macroetapas más relevantes: Insumos, Generación de vapor, Proceso y Tratamiento de aguas residuales.

Tabla 67: Desglose impactos emisiones GEI por macroetapas sistema micoproteínas a partir de algas.

Producción de insumos	Alga	0,53	1,32%	9,2%
	Oxígeno	0,09	0,23%	
	Amoniaco	3,05	7,62%	
Generación de vapor	Diesel	6,68	16,70%	89,9%
	Combustión	29,21	73,07%	
	Agua suministro	0,04	0,09%	
Proceso	Electricidad	0,17	0,42%	0,9%
	Agua suministro	0,01	0,04%	
	CO2 Fermentación	0,20	0,49%	
Tratamiento de aguas residuales	Agua residual	0,01	0,01%	0,015%
Total		39,97		

Anexo D: Impactos uso de agua

Anexo D.1: Micoproteínas comerciales

Para la cuantificación de uso de agua asociado al sistema de micoproteínas comerciales, se utilizan los flujos estimados en el análisis de inventario y resumidos en la Tabla 17 de la sección “5.1 Modelamiento proceso micoproteínas comerciales”, junto con los factores uso de agua recopilados en Tabla 47 de la sección 6.3. Así, los impactos se obtienen de la multiplicación de cada uno de los

flujos asociados al sistema con los respectivos factores de uso de agua, y se resumen en la Tabla 68.

Tabla 68: Uso de agua asociado a los flujos del sistema de micoproteínas comerciales.

Etapa	Descripción	Flujo	Unidad	FE	Unidad	Emisión [m3 eq]
Abastecimiento de agua	Tratamiento	104,96	kg/UF	0,0009	m3 eq/kg	0,10
Abastecimiento de agua	Agua	104,96	kg/UF	1,00	m3 eq/m3	0,11
Producción de amoniacó	Amoniaco	0,65	kg/UF	0,91	m3 eq/kg	0,60
Producción de oxígeno	Oxígeno	0,66	kg/UF	1,49	m3 eq/kg	0,98
Producción de Glucosa	Glucosa	1,53	kg/UF	1,09	m3 eq/kg	1,66
Producción de electricidad	Electricidad	0,68	kWh/UF	0,02	m3/kg	0,01
Producción de Diesel	Diesel	16,79	kg/UF	0,17	m3 eq/kg	2,84
Tratamiento aguas residuales	Agua residual	6,32	kg/UF	0,88	m3 eq/m3	0,01
					Total	6,29

A continuación, se muestra como ejemplo de cálculo la cuantificación del impacto del flujo asociado a amoniacó, con tal de ilustrar los valores expuestos en la Tabla 68.

$$Uso\ de\ agua\ Amoniaco = 0,65 [kg] \cdot 0,91 \left[\frac{m^3\ eq}{kg} \right] = 0,60 [m^3]$$

Con tal de analizar los resultados, entorno a sus macroetapas más relevantes se agrupan las emisiones en torno a Insumos, Generación de vapor, Proceso y Tratamiento de aguas residuales. Así los porcentajes respecto al total del impacto de cada etapa se presentan en la Tabla 69.

Tabla 69: Desglose uso de agua por macroetapas sistema micoproteínas comerciales.

Producción de insumos	Glucosa	1,66	26,4%	51,4%
	Amoniaco	0,60	9,5%	
	Oxígeno	0,98	15,5%	
Generación de vapor	Diesel	2,84	45,1%	47,5%
	Agua	0,08	1,2%	
	Tratamiento agua	0,07	1,1%	

Proceso	Electricidad	0,01	0,2%	1,1%
	Agua	0,03	0,5%	
	Tratamiento agua	0,03	0,4%	
Tratamiento de agua residuales	Agua residual	0,01	0,1%	0,1%
Total		6,29		

Anexo D.2: Micoproteína a partir de alga

En el caso de la cuantificación de del uso de agua asociado al sistema de micoproteínas a partir de algas, se sigue la misma metodología, se utilizan los flujos estimados provenientes de análisis de inventario y resumidos en la Tabla 30 de la sección “5.2 Modelamiento Micoproteínas a partir de alga”, junto con los factores de emisión recopilados en Tabla 45 de la sección 1.1. De la misma forma que en el caso de micoproteínas comerciales del “Anexo C.1: Micoproteínas comerciales”, se calculan las emisiones asociadas a cada flujo, que se resumen en la Tabla 66.

Tabla 70: Uso de agua asociado a los flujos del sistema de micoproteínas a partir de algas.

Etapa	Descripción	Flujo	Unidad	FE	Unidad	Emisión [m3 eq]
Abastecimiento de agua	Tratamiento	58,19		0,00093	m3 eq/kg	0,05
Abastecimiento de agua	Agua	58,19	kg/UF	1,00	m3 eq/kg	0,06
Producción de amoníaco	Amoníaco	0,36	kg/UF	0,91	m3 eq/kg	0,33
Producción de oxígeno	Oxígeno	0,06	kg/UF	1,49	m3 eq/kg	0,09
Cultivo alga	Alga	10,40	kg/UF	0,01	m3 eq/t-km	0,0002
Producción de electricidad	Electricidad	0,43	kWh/UF	0,02	m3/kWh	0,007
Producción de Diesel	Diesel	9,40	kg/UF	0,17	m3 eq/kg	1,59
Tratamiento	Origen: Lavado	0,36	kg/UF	0,88	m3 eq/m3	0,0003
Tratamiento	Origen: Separación	3,29	kg/UF	0,8788	m3 eq/m3	0,003
Total						2,13

En la Tabla 71 se reagrupan los resultados, entorno a sus macroetapas más relevantes: Insumos, Generación de vapor, Proceso y Tratamiento de aguas residuales.

Tabla 71: Desglose uso de agua por macroetapas sistema micoproteínas a partir de algas.

Macroetapa	Flujo	Emsión [kg CO2eq]	Porcentaje flujo	Porcentaje macroetapa
Insumos	Alga	0,0002	0,01%	19,73%

	Amoniaco	0,33	15,36%	
	Oxígeno	0,09	4,35%	
Generación de vapor	Diesel	1,59	74,51%	78,29%
	Suministro de agua	0,04	1,96%	
	Tratamiento agua	0,04	1,82%	
Proceso	Electricidad	0,01	0,33%	1,83%
	Agua	0,02	0,78%	
	Tratamiento agua	0,02	0,72%	
Tratamiento de agua residual	Agua residual	0,00	0,15%	0,15%
Total		2,13		