



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

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA  
PRODUCCIÓN DE PROTEÍNAS UNICELULARES E HIDROFOBINAS A  
PARTIR DE RESIDUOS DE ALGAS DE LA COMUNIDAD JOSÉ  
PAINECURA

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE  
INGENIERA CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA

CONSTANZA ANDREA DEL ROSARIO BECERRA YÁÑEZ

**PROFESORA GUÍA:**  
MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:**  
IRENE MARTÍNEZ BASTERRECHEA  
CATALINA LANDETA SALGADO

Este trabajo ha sido financiado por el Programa de Pueblos Indígenas de la  
Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas de la Universidad de Chile

SANTIAGO DE CHILE  
2021

## **RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL**

**TÍTULO DE:** Ingeniera Civil En Biotecnología

**POR:** Constanza Andrea del Rosario Becerra Yáñez

**FECHA:** 2021

**PROFESOR GUÍA:** María Elena Lienqueo Contreras

### **ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA PRODUCCIÓN DE PROTEÍNAS UNICELULARES E HIDROFOBINAS A PARTIR DE RESIDUOS DE ALGAS DE LA COMUNIDAD JOSÉ PAINECURA**

La comunidad José Painecura se encuentra en la Región de la Araucanía, a cercanías de la costa, a 45km de Carahue. En la comunidad realizan recolección de algas que venden a intermediarios, teniendo descartes que llegan hasta el 67% de las algas secas. Estas algas pueden ser utilizadas como sustrato para el crecimiento de *P. salina*, hongo marino que puede ser usado como fuente de proteína para consumo animal. De la fermentación de este hongo también se pueden obtener hidrofobinas, proteínas surfactantes, y aprovechar los residuos líquidos del proceso como bioestimulante para sus cultivos. El objetivo de esta memoria es diseñar el proceso productivo y realizar un análisis de prefactibilidad técnico-económico del proyecto.

El diseño hace escalamiento de producción de micoproteínas e hidrofobinas en laboratorio para aprovechar un 47% de las algas recolectadas. El proceso productivo cuenta de 7 etapas: molienda de algas secas, esterilización del medio de cultivo, fermentación, recuperación de la micoproteína del caldo de cultivo, secado de la micoproteína y separación del producto con hidrofobinas del bioestimulante. Se realiza balance de masa y energía de cada etapa, y se dimensionan 4 de los 5 equipos que son requeridos en el proceso. A partir de 550 kg de algas, 9.300 kg de agua y 125 kg de preinóculo, entre otros, se obtienen 250 kg de micoproteína, 1050 kg de bioestimulante y 0,22 kg de hidrofobinas, los que se venderán a 5.000, 4.000 y 17.500.000 CLP/kg respectivamente. Se realiza el diagrama de flujos del proceso y se propone un *layout* de la planta.

Para que la planta sea rentable, es necesario duplicar la producción y solicitar aporte estatal para la inversión inicial de los equipos. De esta manera, se obtiene un VAN de 12.500.000 CLP y una TIR del 11% con una tasa de retorno del 10%. El análisis de sensibilidad se realiza variando el precio de compra de las algas, el precio de venta de los productos y el CAPEX, siendo el precio de venta el que genera mayor impacto.

Los resultados obtenidos permiten determinar que es rentable el proyecto al modificar el caso base. Este proyecto podría replicarse en otras comunidades indígenas que trabajen con recolección de algas.

## **Agradecimientos**

En primer lugar, quiero agradecer a la profesora María Elena, por su gran apoyo y paciencia en este largo proceso de titulación. No podría haber tenido mejor profesora guía, sus palabras de aliento y sus tirones de oreja sutiles que me llenaban de alivio a pesar de estar con los mayores niveles de ansiedad que he tenido en toda la carrera. Sin usted, nada de esto sería posible. Muchas gracias.

Al Cebib, en especial a Catalina Landeta, por su ayuda con información sobre el proceso productivo a nivel de laboratorio y la disposición a proporcionarme datos cuando los necesitaba. Los resultados que obtuve no habrían sido posibles sin su ayuda. Muchas gracias.

A mis padres, que me dieron apoyo incondicional durante todo el tiempo y el esfuerzo que significó esta carrera. A mi hermana, por esos días completos de estudio juntas, las veces que me regaloneaste con cosas ricas cuando ya solo me quedaba estar yo sola, y por la mejor amistad que me has podido brindar en toda mi vida. A mis abuelos, en especial a mi abuela en el cielo, que si existe un más allá sé que estará orgullosa de este logro. La familia no se puede elegir, pero tuve la fortuna de crecer en una familia que me ha dado amor, apoyo y exceso de perfeccionismo. Muchas gracias por estar ahí siempre, los amo.

A mis amigos, aquellos que llegaron a volverse cercanos un poco tarde en mi vida, pero no por eso han sido menos significativos. A esas amistades que están ahí para poder hablar de los problemas y de las cosas buenas, y aquellas que me han hecho sentir acompañada a pesar de solo mandar memes. Mención honrosa a Mariana Fernández, Francisca Zepeda, Jordan Pereira y Diego Narváez, y al club de la sandía.

A mi psicóloga Danisa Vera, que me ha acompañado en mis peores momento durante esta carrera universitaria. Estoy muy agradecida con Calidad de Vida por ponerla en mi camino, gracias a usted he podido crecer mucho como persona y he podido sobrepasar varios obstáculos en mi camino.

Y, finalmente, al Programa de Pueblos Indígenas de la Universidad de Chile, no solo por el financiamiento económico, sino también por permitirme conocer otras realidades a las que no había tenido la oportunidad previamente. Por el taller de antropología que me ayudó a cuestionarme más nuestro trabajo como ingenieros, el trato que tenemos hacia comunidades indígenas en el mundo laboral y a los prejuicios que he formado durante mi vida. Estoy segura de que no soy la misma persona que cuando comencé esta memoria, y esto es gracias a ustedes.

## Tabla de Contenido

1	Introducción .....	1
1.1	Antecedentes Generales .....	1
1.2	Motivación .....	1
1.3	Descripción del proyecto .....	2
1.4	Justificación .....	3
2	Objetivos.....	3
2.1	Objetivos específicos .....	3
3	Estado del arte.....	4
3.1	Micoproteínas .....	4
3.1.1	<i>Paradendryphiella salina</i> .....	5
3.2	Hidrofobinas .....	6
3.3	Algas .....	6
3.3.1	Cochayuyo .....	6
3.3.2	Luga.....	7
4	Materiales y Métodos .....	7
4.1	Herramientas.....	7
4.2	Metodología .....	8
5	Resultados.....	9
5.1	Análisis técnico .....	9
5.1.1	Límite de batería .....	9
5.1.2	Descripción del proceso.....	9
5.1.3	Caso base .....	11
5.2	Equipos.....	12
5.2.1	Balance de masa .....	12
5.2.2	Balance de masa global.....	18
5.2.3	Dimensionamientos .....	19
5.2.4	Balance de energía .....	22
5.3	Diagrama de flujos .....	23
5.4	<i>Layout</i> .....	23
5.5	Análisis económico .....	26
5.5.1	Costos de inversión (CAPEX).....	26
5.5.2	Costos operacionales (OPEX) .....	28
5.5.3	Precios de productos.....	30

5.5.4	Flujo de caja.....	30
5.5.5	Análisis de sensibilidad .....	32
6	Alcances.....	37
7	Conclusiones.....	38
8	Recomendación a la comunidad.....	39
9	Bibliografía .....	40
10	Anexos.....	47
	Anexo A: Memoria de cálculo.....	47
A.	1. Caso base .....	47
A.	2. Preparación del medio de cultivo.....	47
A. 2.	Esterilización .....	49
A.	3. Fermentación .....	51
A.	4. Recuperación.....	57
A. 5.	Secado .....	60
A.	6. Homogeneización .....	68
A.	7. Extracción de Hidrofobinas .....	69
	Anexo B: Carta Gantt del proceso productivo.....	71
B. 1.	Carta Gantt al aumentar los fermentadores.....	72
	Anexo C: Análisis económico .....	72
C. 1.	Cotizaciones de equipos.....	72
C. 2.	Consumos.....	73
C. 3.	Dotación .....	74
C. 4.	Precios de productos .....	74
C. 5.	Flujo de caja .....	76
C. 6.	Análisis de sensibilidad .....	78

## Índice de Tablas

Tabla 1 Composición nutricional de micoproteína por 100 g en peso húmedo. ....	4
Tabla 2 Composición nutricional de micoproteína P. salina comparada con micoproteína Quorn™. ....	5
Tabla 3 Caracterización de las corrientes en las etapas de esterilización y fermentación. ....	13
Tabla 4 Composición del flujo 6 al terminar la fermentación. ....	14
Tabla 5 Caracterización de los flujos del proceso de recuperación. ....	15
Tabla 6 Caracterización de las corrientes de la etapa de secado. ....	16
Tabla 7 Caracterización de las corrientes del proceso de extracción de hidrofobinas. ....	17
Tabla 8 Entradas y salidas del proceso productivo equivalente a un ciclo. ..	18
Tabla 9 Entradas y salidas del proceso productivo durante una temporada. ....	19
Tabla 10 Resumen de dimensionamiento de equipos. ....	20
Tabla 11 Resumen de potencia, tiempo de operación y costo energético asociado a los equipos del proceso productivo. ....	22
Tabla 12 Detalle de los costos de inversión divididos en costos directos e indirectos. ....	26
Tabla 13 Precio de los equipos en CLP. ....	26
Tabla 14 Distribución propuesta de costos de inversión. ....	27
Tabla 15 Distribución de los costos del OPEX. ....	29
Tabla 16 Detalle de precios de venta de los productos y los ingresos totales en un año de producción. ....	30
Tabla 17 Comparación VAN y TIR para distintos casos propuestos. ....	31
Tabla 18 Comparación VAN y TIR para los casos propuestos con fondos CORFO. ....	32
Tabla 19 VAN y TIR para variación en precio de compra de algas. ....	33
Tabla 20 VAN y TIR para variación de CAPEX. ....	34
Tabla 21 VAN y TIR para variación de precios de venta de productos. ....	34
Tabla 22 Cálculo de ácido clorhídrico (HCl) necesario para obtener un pH 5 en el medio de cultivo. ....	48
Tabla 23 Cálculo del volumen de cada componente del medio de cultivo a esterilizar y el volumen total que se necesita. ....	50
Tabla 24 Composición de las corrientes de entrada y salida de la etapa de fermentación. ....	52
Tabla 25 Datos utilizados para el cálculo de dimensiones de centrífuga tubular. ....	59
Tabla 26 Corrientes de entrada y salida al Mixer-Settler. ....	69
Tabla 27 Equipos y los parámetros necesarios para calcular sus respectivos precios. ....	73
Tabla 28 Consumos calculados para el proceso productivo. ....	73
Tabla 29 Flujo de caja caso base. ....	76
Tabla 30 Flujo de caja caso base mejorado. ....	77

## Índice de Figuras

Figura 1 Diagrama de flujo de la metodología de trabajo. ....	8
Figura 2 Diagrama de bloques del proceso productivo propuesto preliminar. .....	10
Figura 3 Diagrama de la molienda de algas. ....	12
Figura 4 Diagrama del proceso de esterilización y fermentación en batch sucesivos. El flujo 7 del ciclo A servirá de inóculo (5') para el ciclo siguiente B. .....	13
Figura 5 Diagrama de la etapa de recuperación .....	15
Figura 6 Diagrama del proceso de secado. La corriente 10 corresponde a la micoproteína seca, mientras la corriente 11 representa el agua evaporada del sistema. ....	16
Figura 7 Diagrama de la etapa de extracción de hidrofobinas a partir del caldo de cultivo. La corriente 12 corresponde a las hidrofobinas, y la corriente 13 al bioestimulante. ....	17
Figura 8 Diagrama de flujos del proceso productivo .....	24
Figura 9 Plano propuesto de la planta .....	25
Figura 10 Gráfico comparativo de la variación de TIR y VAN en los escenarios propuestos .....	35
Figura 11 Correlación entre el número de Reynolds y el número de potencia para tres tipos de agitadores: 1, Turbina Rushton; 2, Canaleta; 3, Hélice Marina. ....	55
Figura 12 Carta Gantt del proceso productivo representando dos ciclos del proceso productivo .....	71

# **1 Introducción**

## **1.1 Antecedentes Generales**

La comunidad mapuche José Painecura se encuentra ubicada en la región de la Araucanía, a 45 km al oeste de Carahue. El lonko de la comunidad es don Florindo Painecura, quien representa a una población cercana a las 150 personas y de alrededor de 45 familias [1]. El territorio tiene una superficie de alrededor de 515 ha y posee sectores de bajas pendientes, de relieves y costeros. Debido a sus diferentes características de suelos, pueden realizar distintas actividades productivas y sociales.

Las principales actividades económicas que realizan son la agricultura, la crianza de ganado y la recolección de mariscos y algas. De estas últimas, se recolectan principalmente cochayuyo y luga, aunque también se encuentran en la zona pelillo y chasca, pero actualmente no las extraen. Los ingresos que perciben por la venta de algas dependen de la calidad y apariencia que tengan luego de ser secadas, y las ventas se realizan mediante intermediarios, por lo que el precio de venta es variable y menor a que si vendieran a consumidores directamente [2].

## **1.2 Motivación**

La producción de proteínas unicelulares o micoproteínas como fuente de proteína tiene beneficios ambientales, nutricionales, comerciales y sociales.

Las micoproteínas son más eficientes que la producción de proteína animal debido a que, por cada kilogramo de materia prima, produce casi cien veces más gramos de proteína que la carne de origen vacuno, o aproximadamente 2.7 veces la masa de proteína proveniente del pollo. En comparación a la proteína de origen vegetal, la producción de proteínas unicelulares no requiere de campos de cultivo extensos, por lo que no aporta a la erosión de suelos ni la deforestación [3].

Las proteínas unicelulares contienen un espectro amplio de nutrientes, incluyendo aminoácidos esenciales, fibra, vitaminas y minerales, además de tener un bajo contenido graso. Se pueden utilizar para alimentar aves de corral, peces de criadero y también puede ser una alternativa al consumo de carne en humanos. Estudios de toxicología



animal han demostrado que no hay complicaciones de salud al estar expuesto a altos niveles de consumo de micoproteínas, además de permitir un crecimiento y desarrollo normal en los animales que la consumen [4]

Y en aspectos comerciales se destaca que posee una mayor tasa de crecimiento en comparación a plantas o animales, que se pueden producir grandes cantidades en áreas pequeñas en comparación a proteínas animales y vegetales [3], y que se pueden obtener subproductos a partir del caldo de cultivo utilizado, como las hidrofobinas [5][6] y bioestimulante de algas a partir de los residuos líquidos.

Por otra parte, las hidrofobinas son proteínas surfactantes que tienen un amplio espectro de aplicaciones, puesto que su actividad está a la par con ciertos surfactantes comerciales. Pueden ser usadas en la industria farmacéutica para aumentar la biodisponibilidad de los medicamentos, como estabilizadores de espuma en la industria de alimentos, como biosensores, en la producción de proteínas recombinantes, entre otros usos [7].

La principal desventaja de estos productos sería su comercialización en la zona, debido a que son estudios recientes

Es por los motivos anteriores que se vuelve atractiva la idea de utilizar las algas extraídas por la comunidad José Painecura para la producción de micoproteínas e hidrofobinas.

### **1.3 Descripción del proyecto**

En asociación con el Programa de Pueblos Indígenas de la Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas de la Universidad de Chile, se realiza la evaluación técnico-económica de la planta que realice el proceso de producción de micoproteínas e hidrofobinas utilizando algas como materia prima. Se diseña la planta que se requiera para realizar este proceso productivo y se realizará un estudio de prefactibilidad económica para determinar si es conveniente para la comunidad realizar este proyecto.

## **1.4 Justificación**

Las algas que no son vendidas por la comunidad pueden ser utilizadas como materia prima de otros procesos productivos. En particular, estas algas pueden ser sustrato para la producción de micoproteínas e hidrofobinas. Así como los bioestimulantes son de utilidad para sus cultivos, las micoproteínas son una fuente de proteínas que se puede destinar a la alimentación de aves de corral, mientras que las hidrofobinas pueden ser vendidas como producto terminado, evitando el problema de la venta por medio de intermediarios.

Para este proceso productivo no se requiere que las algas estén en condiciones estéticas óptimas, debido a que se utilizarán como fuente de carbono (sustrato) para el crecimiento del hongo marino *Paradendryphiella salina*. Es por este motivo que podrían utilizarse los descartes de la venta de las algas, o incluso utilizar gran parte de su extracción para este proceso productivo, brindando a la comunidad de una alternativa más a considerar para el destino de las algas que extraigan.

## **2 Objetivos**

El objetivo general de este proyecto es evaluar la prefactibilidad técnico-económica de una planta de producción de micoproteínas e hidrofobinas a partir de descartes de algas de la comunidad José Painecura.

### **2.1 Objetivos específicos**

- Cuantificar la potencial producción de la planta de micoproteínas e hidrofobinas.
- Realizar estudio de mercado de los productos que se obtendrán.
- Realizar evaluación técnica del proceso productivo.
- Realizar evaluación económica y estudio de sensibilidad, comparando también con la situación actual de la comunidad, que es la venta de algas a intermediarios y el uso de descartes como bioestimulante para sus cultivos.

### 3 Estado del arte

#### 3.1 Micoproteínas

La proyección de la población mundial realizada por la Organización de las Naciones Unidas en 1960 predijo que por la década de los 80 se tendería a la hambruna mundial. Debido a esto, se buscaron fuentes alternativas de alimentos, con interés particular en los microorganismos. La búsqueda por estas fuentes llevó al microorganismo *Fusarium venenatum*, dando origen a las micoproteínas, que serían el alimento derivado del micelio de este microorganismo. En 1980 se garantizó la seguridad de este producto para su venta como alimento apto para humanos, llevando al nacimiento de Quorn™ [8].

En la actualidad, Quorn™ es el líder mundial de la venta de micoproteínas para consumo humano, siendo sus productos una buena fuente de proteína, con alto contenido de fibra dietética y menor valor calórico en comparación con las fuentes animales de proteína. Sus productos, además, poseen una textura similar a la carne, lo que hace que su producto sea atractivo para los consumidores que quieran reducir o eliminar el consumo de carne por motivos distintos a su sabor [3]. En la Tabla 1 [8] se presenta la información nutricional de 100 gramos de este producto.

Tabla 1 Composición nutricional de micoproteína por 100 g en peso húmedo.

Nutriente	Cantidad
Energía (kcal)	86
Proteína (g)	11.5
Carbohidratos totales (g)	1.7
Azúcares	0.8
Grasas totales (g)	2.9
Grasas saturadas	0.6
Grasas monosaturadas	0.5
Grasas polisaturadas	1.8
Fibra dietética (g)	6
Sodio (mg)	4

Las micoproteínas pueden ser utilizadas también para alimentación animal. El valor nutricional de éstas permite reemplazar el alimento de

soya en las dietas de animales, mejorando el crecimiento de los animales y sin grados de toxicidad [9].

Debido a las regulaciones para la producción de alimentos para consumo humano, es más factible producir micoproteínas para alimentación de animales, que incluso podrían ser aprovechadas por la misma comunidad.

Por otra parte, a partir del caldo de cultivo sobrante de la producción de Quorn™, y de la fermentación de otros hongos, se pueden obtener hidrofobinas, que pueden ser utilizadas como estabilizador de espumas o emulsionante [5][10].

### 3.1.1 *Paradendryphiella salina*

El hongo *P. salina* es un hongo marino filamentoso que se aísla de ambientes marítimos. Tiene adaptaciones genéticas que lo diferencia de hongos terrestres, siendo algunas de estas la producción de enzimas que permiten la asimilación de polímeros complejos como alginato, laminarina y celulosa de macroalgas [11].

*P. salina 100654* es seleccionado debido a que posee un mayor rendimiento de proteína por volumen de cultivo en comparación con otros hongos marinos en las mismas condiciones de cultivo, como lo fueron las cepas *Asteromyces cruciatus 32141*, *A. cruciatus 32142*, *P. salina 101142* y *Verticillium psalliotae*.

Al realizarse análisis nutricional de *P. salina* se obtuvo que un 48% de su composición correspondía a proteínas como se puede observar en la Tabla 2, además de un incremento en el contenido de aminoácidos [12] [13].

Tabla 2 Composición nutricional de micoproteína *P. salina* comparada con micoproteína Quorn™.

Fuente de proteína	Composición nutricional por 100 g				
	Proteína (g)	Grasas (g)	Carbohidratos (g)	Fibra (g)	Energía (kcal)
<i>P. salina</i>	48	2	2	3	213
Quorn (peso seco)	45	13	10	25	340

## **3.2 Hidrofobinas**

Las hidrofobinas son proteínas surfactantes que se encuentran en hongos filamentosos. Éstas son proteínas extracelulares, por lo que se encuentran principalmente en el medio de cultivo, aunque también pueden encontrarse en las paredes celulares de los hongos. Estas proteínas son anfipáticas, conteniendo partes hidrofóbicas e hidrofílicas. Existen dos grupos de hidrofobinas, las que se clasifican como Clase I y Clase II, donde la primera presenta una estructura más estable e insoluble que la segunda [14].

Debido a los diferentes roles biológicos que pueden tener las hidrofobinas, éstas tienen el potencial de servir para variadas aplicaciones. Por ser anfipáticas y tener propiedades de auto ensamblaje, pueden ser utilizadas como surfactante, emulsionantes en la industria de alimentos, para recubrimiento de superficies, para aplicaciones de inmovilización e incluso para evitar la pérdida de espuma de la cerveza [15].

## **3.3 Algas**

Como fue mencionado previamente, las algas que se extraen en la comunidad son el cochayuyo y la luga, y además se encuentran en la zona pelillo y chasca.

### **3.3.1 Cochayuyo**

El cochayuyo (*Durvillaea antarctica*) es un alga parda presente en aguas frías, en lugares del sur de Australia, Nueva Zelanda, extremo austral de América e islas subantárticas. En Chile está presente entre la región de Coquimbo hasta la zona del Estrecho de Magallanes [16].

La planta puede medir hasta 15 metros de largo y posee un color pardo oscuro verdoso o amarillento. El cochayuyo corresponde a las hojas, mientras que el tallo es conocido como hulte [17].

Esta especie ha sido de consumo humano desde la época prehistórica, inicialmente por los Mapuches, y luego por recolectores de comida y pescadores artesanales [18], siendo actualmente el alga de mayor consumo en el país. Además de su uso se puede utilizar para la producción de compuestos cosméticos y farmacéuticos [19].

El precio de venta del alga es variable dependiendo del estado en que se encuentre, pero el precio estimado de venta en playa es de CLP \$470 por kilogramo [20].

### **3.3.2 Luga**

Se le llama luga a dos algas diferentes: la luga negra (*Sarcothalia crispata*) y la luga roja (*Gigartina skottsbergii*); siendo ambas clasificadas como algas rojas. La primera se recolecta desde la región de Valparaíso hasta la región de Magallanes, mientras la segunda entre la región de Los Lagos y la región de Magallanes.

Ambas son extraídas de manera artesanal, y se venden principalmente para la producción de carragenina como alga seca. Son exportadas principalmente a Estados Unidos, Dinamarca, Filipinas y Francia [21], [22].

Son unas de las principales algas extraídas en Chile, aunque esto ha ido disminuyendo en los últimos años. Por esto, el precio de venta ha ido en caída, siendo de unos \$420 el kilogramo de alga seca durante el 2019 [23].

## **4 Materiales y Métodos**

### **4.1 Herramientas**

Microsoft Excel®

- Se utilizará para realizar planillas de cálculo para los balances de masa y energía, además de los dimensionamientos de equipos.

AutoCAD®

- Este programa se utilizará para la realización del diagrama de flujos del proceso productivo propuesto y el prototipo de plano de la planta.

## 4.2 Metodología

La metodología utilizada puede ser demostrada gráficamente en la Figura 1:

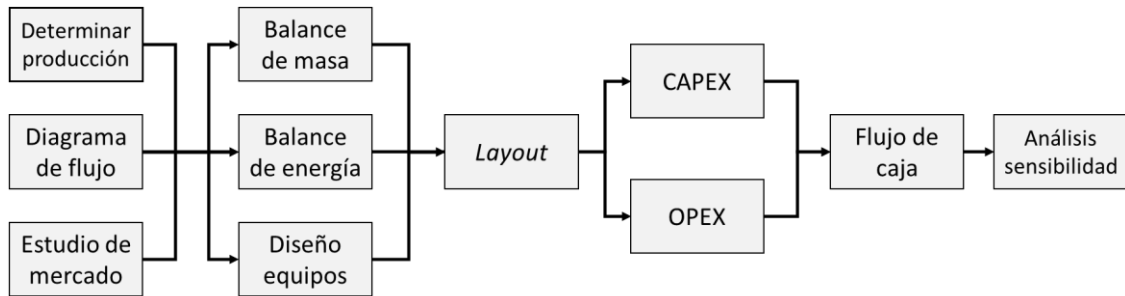


Figura 1 Diagrama de flujo de la metodología de trabajo.

La producción, el diagrama de flujo y el estudio de mercado son etapas independientes entre sí y que se pueden realizar simultáneamente. Determinar la producción y realizar el diagrama de flujo es necesario para comenzar el cálculo de los balances de masa y energía y del dimensionamiento de los equipos, mientras que el estudio de mercado es útil para tener una noción del atractivo de los productos de interés, además de ser utilizado luego para el análisis económico del proyecto.

Los balances de masa, energía y el dimensionamiento de equipos se realiza de manera simultánea y dependen entre sí. Para estos cálculos se hace uso de planillas de cálculo, en particular utilizando Excel®. Las variables del sistema son entradas y salidas de masa, teniendo en consideración las propiedades fisicoquímicas de todos los componentes involucrados, como, por ejemplo, la densidad y calor específico de las especies. Con estos datos se obtienen volúmenes y otros parámetros característicos de equipos, tiempos de operación, energía requerida y flujo de aire caliente.

Una vez determinado el tamaño de cada equipo, se procede a realizar el plano de la planta y el diagrama de flujos utilizando AutoCAD®.

El valor monetario de los equipos más la construcción de la planta, serán parte del cálculo de los costos de inversión (CAPEX), mientras que los gastos en insumos obtenidos a partir del balance de masa y de energía serán parte del costo operacional (OPEX). Teniendo CAPEX y

OPEX, además de los precios de venta del estudio de mercado, se realiza el flujo de caja en una planilla de cálculo, y al flujo de caja de se le aplican variaciones en distintas variables del proceso para realizar el análisis de sensibilidad.

## **5 Resultados**

### **5.1 Análisis técnico**

Esta sección corresponde al diseño del proceso productivo y la determinación de los equipos necesarios, y al diseño de un plano de la planta requerida para ser llevado a cabo.

#### **5.1.1 Límite de batería**

Se considera un proceso productivo que abarca desde la molienda de algas previamente secadas por los recolectores hasta la obtención de los productos. La micoproteína resultante estará lista para consumo, las hidrofobinas requerirán ser concentradas por el cliente, y el bioestimulante que obtenido podrá ser usado en riego de cultivos directamente. No se considera el pretratamiento de agua para el medio de cultivo ni empaçado de los productos. El agua puede ser obtenida de una desalinización del agua de mar o una dilución con agua potable hasta alcanzar la salinidad deseada, mientras que la forma de almacenar y distribuir los productos dentro de la comunidad deberá ser determinados en pasos futuros de este proyecto.

#### **5.1.2 Descripción del proceso**

Se puede identificar 4 etapas en el proceso productivo. Primero se debe hacer la preparación del medio de cultivo, que contará con la molienda de las algas, y la esterilización del medio, que está compuesto del agua, al extracto de levadura y las algas. La esterilización se puede realizar en una autoclave o calentando a 121°C por 20 minutos el fermentador a utilizar en la siguiente etapa.

Una vez estéril, se inocula la *P. salina* teniendo una concentración inicial de 0,1 g/L para comenzar la etapa de fermentación, que toma aproximadamente 11 días en obtener la concentración deseada del hongo, de 27 g/L. La temperatura de fermentación es de 25°C con una agitación de 150 RPM.



Una vez terminada la fermentación se pasa a la etapa de recuperación, donde se separan los sólidos del caldo de cultivo. Esta recuperación se realiza mediante centrífuga tubular. Los sólidos corresponden a las micoproteínas, mientras que del caldo de cultivo se pueden obtener las hidrofobinas y el bioestimulante.

Los sólidos recuperados son secados utilizando un secador por aspersión, o secador *spray*, utilizando aire caliente a 75°C y logrando que las micoproteínas alcancen una temperatura máxima de 60°C para evitar alteraciones en la estructuras de las proteínas [3]. Al terminar este proceso, la micoproteína tiene una humedad del 10%.

Para finalizar esta parte del proceso, se pasa a homogeneizar la mezcla utilizando la chancadora que se usa en la molienda de las algas, para asegurar una distribución uniforme de todos los componentes y del tamaño de partículas.

Por otro lado, el caldo de cultivo obtenido de la centrifugación pasa por una etapa de separación en un mixer-settler, aplicando agitación para obtener espuma y luego separándola del líquido restante. La espuma que contiene las hidrofobinas, mientras que el líquido restante puede ser usado como bioestimulante [6], [12], [24].

En la Figura 2 se puede apreciar el proceso descrito previamente de manera simplificada.

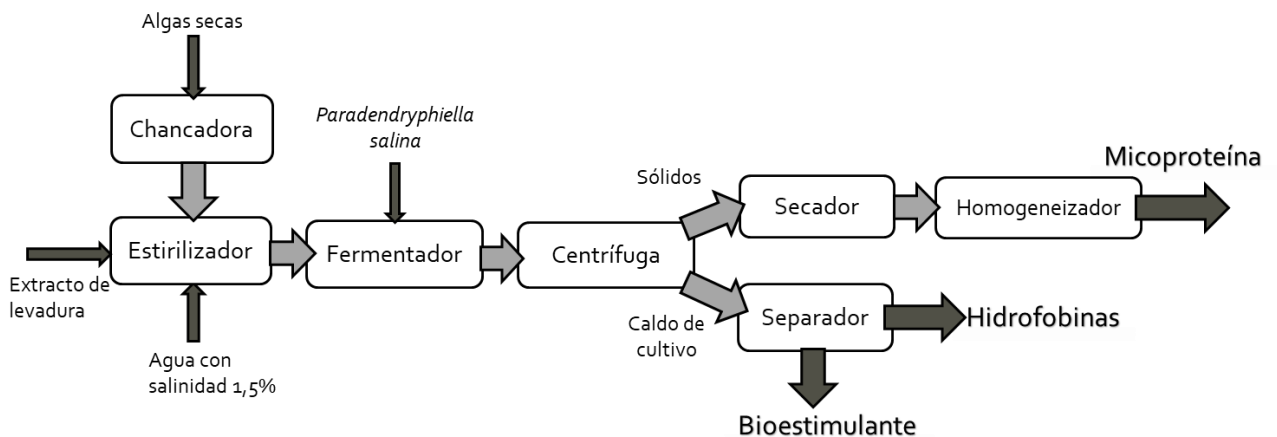


Figura 2 Diagrama de bloques del proceso productivo propuesto preliminar.

### **5.1.3 Caso base**

La producción se determinó a partir de los descartes de la venta de algas de la comunidad José Painecura, calculando a partir de ellos cuánto se obtendría aproximadamente de cada producto.

Las algas se estimaron a partir de información otorgada por Ermes García Huenchunir, uno de los dos recolectores de algas de la comunidad.

La temporada de recolección de algas dura 8 meses y abarca desde septiembre de un año hasta fines de mayo del año siguiente. Se recolectan aproximadamente 300 kg mensualmente, siendo un tercio de ellas luga y los otros dos tercios cochayuyo. La venta es variable, entre un 17% y un 67% de la recolección mensual no se vende y la proporción de las algas es desconocida. Tomando un supuesto de un 46% de algas que no se venden y que tienen un 50% de humedad, se tiene una cantidad total de 552 kg de algas secas para utilizar en el proceso productivo, y estas se dividen en 8 ciclos que utilizan 69 kg de algas secas cada uno.

El cálculo detallado del caso base se encuentra en el Anexo 1. Caso base.

El caso base está sujeto a una gran cantidad de incertidumbre. Las algas extraídas varían tanto en cantidad como en proporción de las especies. La venta de algas no está fijada por contrato, por lo que puede haber meses donde vendan gran parte y otros que venderían con dificultad.

Suponer que un 46% de las algas no se venderá permite dimensionar equipos que puedan tener una capacidad apta para gran parte de los casos posibles. Además, como el proceso es batch y se propusieron 8 ciclos, es posible modificar la cantidad de ciclos a realizar en función de la cantidad de algas disponibles. Sería posible acumular algas hasta conseguir los 69 kg necesarios para comenzar un ciclo.

Esta solución tendría la desventaja de añadir un grado de incertidumbre a la producción, afectando a posibles clientes y a los trabajadores que operen la planta. Como la comunidad vende las algas a intermediarios, no hay contratos que aseguren la compra de las algas, lo que puede ser una ventaja para este proyecto. En el caso de que se compruebe la factibilidad económica, se puede fijar una cantidad de algas a extraer

y aumentar la certidumbre de los ingresos relacionados a este sector económico de la comunidad.

El límite de la cantidad de algas a utilizar deberá ser determinado por:

- La cantidad de ciclos que sea posible realizar durante el año
- La cantidad de algas recolectadas que sea responsable con el mar.

## 5.2 Equipos

### 5.2.1 Balance de masa

#### 5.2.1.1 *Molienda de algas*



Figura 3 Diagrama de la molienda de algas.

Como se puede observar en la Figura 3, en la etapa de molienda sólo ingresa una corriente al equipo, y el cambio que ocurre es físico, por lo que su composición no se ve alterada. Se asume que la eficiencia es de un 100%, por lo que ingresan 69 kg de algas secas a la chancadora y se obtiene 69 kg de algas secas molidas. Al pulverizar las algas, existe la posibilidad de pérdida, pero esta puede ser despreciable.

### 5.2.1.2 Esterilización y Fermentación

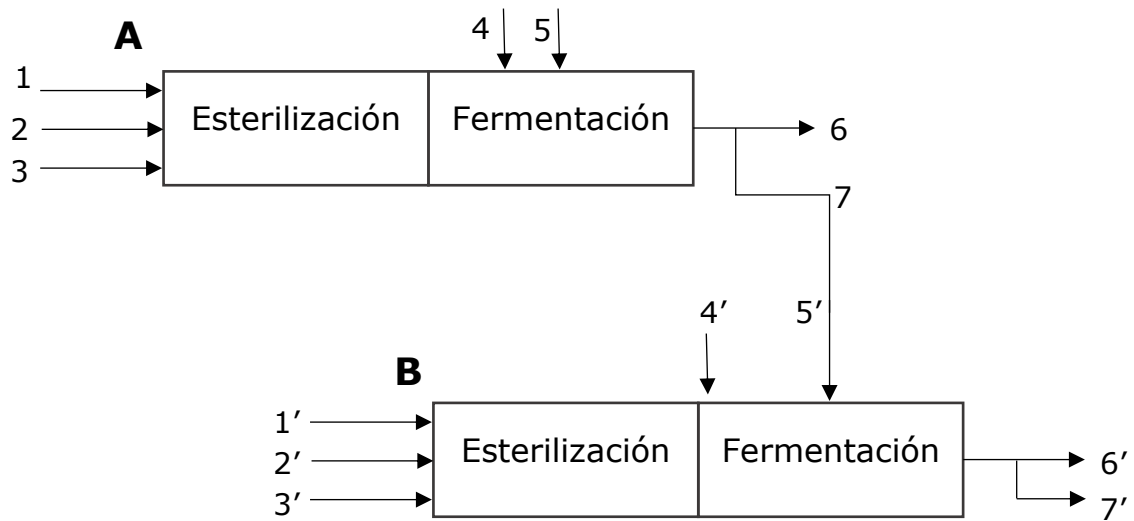


Figura 4 Diagrama del proceso de esterilización y fermentación en batch sucesivos. El flujo 7 del ciclo A servirá de inóculo (5') para el ciclo siguiente B.

Para estas dos operaciones se utiliza un mismo equipo, por lo que los flujos que ingresan serían como se representa en la Figura 4. Las corrientes 1, 2 y 3 ingresan al fermentador y se someten a temperaturas de 121°C. Una vez enfriadas a 25°C se añaden las corrientes 4 y 5. Terminada la fermentación se obtiene la corriente 6, de la que se separa una parte para formar la corriente 7. La caracterización de estos flujos se presenta en la Tabla 3.

Tabla 3 Caracterización de las corrientes en las etapas de esterilización y fermentación.

	Corrientes Entrada			Corrientes Salida		
	Número	Descripción	Masa [kg]	Número	Descripción	Masa [kg]
Esterilización	1	Algas	69			
	2	Agua salada	1163			
	3	HCl	4,2 E-04			
Fermentación	4	Fuente de nitrógeno	6,9	6	Caldo de cultivo	1239
	5	Inóculo	125	7	Inóculo	125

A partir de la cantidad de algas a disposición se determinan los demás componentes del medio de cultivo, siguiendo una proporción de 60 g de algas y 6 g de fuente de nitrógeno por litro de medio de cultivo. El ácido clorhídrico es necesario para ajustar el pH del medio a pH 5 y se estima sabiendo el pH del agua. Para mayor detalle de los cálculos realizados, revisar Anexo 2. Preparación del medio de cultivo.

Se utiliza una proporción de 1:10 en volumen entre inóculo y medio de cultivo. El inóculo tiene una concentración de 2 g/L de alginato y 1,16 g/L de biomasa de *P. salina*, como se muestra detallado en el Anexo 2. 1. Inóculo. Este inóculo se debe comprar para realizar el primer ciclo, pero a partir del segundo ciclo se utiliza parte del caldo de cultivo del ciclo anterior como inóculo del ciclo actual.

En el caldo de cultivo se encuentran los productos de interés del proceso productivo. Para obtenerlos se estima un rendimiento de 561,3 g de micoproteína por cada kilogramo de alga en el medio de cultivo, y un rendimiento de 21,4 mg/L, obteniendo un caldo de cultivo con la composición presentada en la Tabla 4 [12]. El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 3. 1. Balance de masa.

Tabla 4 Composición del flujo 6 al terminar la fermentación.

Componente	Masa [Kg]
Micoproteína	38,7
Hidrofobinas	0,03
Agua	1163
Otros	162

Esta composición se basa en condiciones ideales obtenidas de un estudio de rendimiento de distintos medios de cultivo [6]. Se asume que el rendimiento será el mismo que cuando se utilizó residuos de la industria algal como sustrato. Al desconocer tanto la proporción real de algas que componían los residuos del experimento como las que se utilizarán para cada ciclo de este proceso productivo, no es posible asegurar si se alcanzará esta cantidad de micoproteínas y de hidrofobinas del estudio. Es posible que los rendimientos sean menores o mayores a los propuestos.

Para poder tener un producto con una composición constante y un rendimiento invariable en los diferentes ciclos de producción sería

necesario establecer la proporción de las algas que se utilizarán y estudiar los rendimientos que se obtendrían en estas condiciones.

### 5.2.1.3 Recuperación

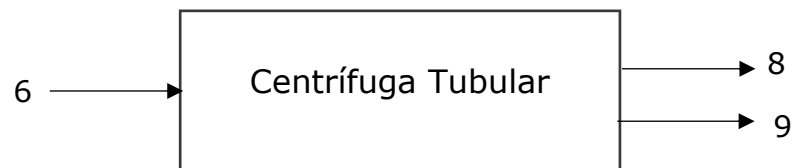


Figura 5 Diagrama de la etapa de recuperación

En esta etapa se toma como supuesto que la centrífuga tendrá una eficiencia del 80%, lo que implica que sólo un 80% de la micoproteína presente en el flujo 6 será parte del flujo 8 al terminar el proceso. Por otra parte, el 9 corresponde al resto del caldo de cultivo como se muestra en la Figura 5. Además, el flujo 8 presenta un porcentaje de agua de un 80% [3]. De esta manera, los flujos se dividen como muestra la Tabla 5, y los cálculos se presentan en el Anexo 5. 1. Balance de Masa.

Tabla 5 Caracterización de los flujos del proceso de recuperación.

Corrientes Entrada			Corrientes de Salida		
Número	Descripción	Masa [Kg]	Número	Descripción	Masa [Kg]
6	Caldo de cultivo	1239	8	Micoproteína	140
			9	Caldo de cultivo	1098

#### 5.2.1.4 Secado

Para esta etapa se usa un Secador *Spray*, o secador de aspersión.

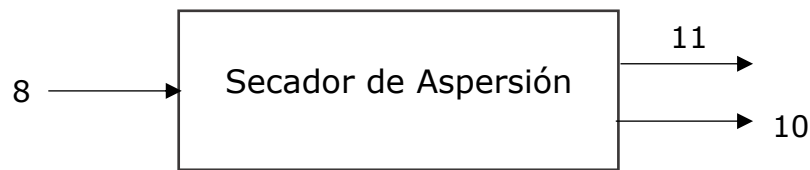


Figura 6 Diagrama del proceso de secado. La corriente 10 corresponde a la micoproteína seca, mientras la corriente 11 representa el agua evaporada del sistema.

La micoproteína ingresa a esta etapa con una humedad del 80% y requiere disminuir su humedad hasta un 10% [3]. De esta manera, se estima que la composición de los flujos que se muestran en la Figura 6 será como aparece en la Tabla 6.

Tabla 6 Caracterización de las corrientes de la etapa de secado.

Corrientes de Entrada			Corrientes de Salida		
Número	Descripción	Masa [Kg]	Número	Descripción	Masa [Kg]
8	Micoproteína	140,7	10	Micoproteína seca	31,3
			11	Agua	109,4

Es importante que el producto final no tenga una humedad mayor al 10%, para asegurar que se mantenga en un buen estado durante el tiempo en el que se almacene. Este producto cumplirá una función de alimento, por lo que tiene gran importancia su calidad al momento de ser consumido.

#### 5.2.1.5 Homogeneización

En esta etapa se utiliza el mismo equipo que en la molienda- Al igual que la etapa anterior, la cantidad ni la composición del flujo 10 se ven alteradas, por lo que el producto final de micoproteína será de 31,3 kg.

### 5.2.1.6 Extracción de hidrofobinas

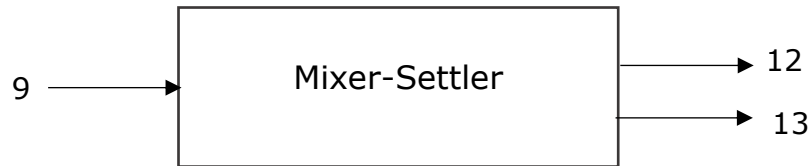


Figura 7 Diagrama de la etapa de extracción de hidrofobinas a partir del caldo de cultivo. La corriente 12 corresponde a las hidrofobinas, y la corriente 13 al bioestimulante.

En la etapa de extracción de hidrofobinas se obtienen dos productos como se presenta en la Figura 7: la corriente 12 que corresponde a las previamente mencionadas, y la corriente 13 que está compuesta por el resto del caldo de cultivo, que puede ser utilizado como bioestimulante. Para determinar la manera en que se separan los productos, se tomaron supuestos basados en la extracción de hidrofobinas que se realiza en laboratorio.

Los supuestos tomados fueron que, al agitar el medio de cultivo, un 88% del líquido formaría espuma por la presencia de las hidrofobinas, y que la operación tendrá una eficiencia del 95%, es decir, un 95% del total de hidrofobinas en el caldo de cultivo se encontrará presente en la corriente 12. El cálculo detallado de este procedimiento se encuentra en el Anexo 8. 2. Dimensionamiento, y la masa de los productos obtenidos de esta etapa se pueden observar en la Tabla 7.

Tabla 7 Caracterización de las corrientes del proceso de extracción de hidrofobinas.

Corrientes de Entrada			Corrientes de Salida		
Número	Descripción	Masa [Kg]	Número	Descripción	Masa [Kg]
9	Caldo de cultivo	1098,6	12	Hidrofobinas	966,8
			13	Bioestimulante	131,8

Debido a que la separación de hidrofobinas se basa en escalar un proceso simple en laboratorio a uno de características industriales, los productos obtenidos tienen un grado alto de incertidumbre en sus composiciones. Esto no afecta de manera significativa, debido a que el producto de hidrofobinas no se encuentra en su forma final para su uso.



La venta de hidrofobinas que se obtienen de este proceso está enfocada en clientes que busquen realizar una purificación, por lo que puede considerarse esta incertidumbre en el precio de venta que tendrá el producto.

Por otra parte, el bioestimulante es un subproducto que no requiere tener una composición conocida para su uso, puesto que el caldo de cultivo en sí es un buen fertilizante [4].

### 5.2.2 Balance de masa global

Los componentes de entrada y salida del sistema en un ciclo se pueden observar en la Tabla 8. Como se puede apreciar, existe una diferencia de 125 kg entre las entradas y las salidas. Esto corresponde a la cantidad de caldo de cultivo que se retira al finalizar la fermentación para utilizar como inóculo para el siguiente ciclo.

Tabla 8 Entradas y salidas del proceso productivo equivalente a un ciclo.

Entradas	Masa [Kg]	Salidas	Masa [Kg]
Algas	69	Micoproteínas	31,3
Agua salada	1163,5	Bioestimulante	132
Preinóculo	125	Producto con hidrofobinas	966,8
<i>Paradendryphiella salina</i>	0,14	Hidrofobinas	0,03
Extracto de levadura	6,9		
NaOH			
HCl	4,E-04	Agua evaporada	109,5

Total entradas = 1364,4

Total salidas = 1239,4

Diferencia = 125

De la misma manera, el balance de masa de la temporada completa mostrado en la

Tabla 9 también posee una diferencia de 125 kg entre entradas y salidas, correspondiente al inóculo que se obtendría en la fermentación del ciclo.

Tabla 9 Entradas y salidas del proceso productivo durante una temporada.

Entradas	Masa [Kg]	Salidas	Masa [Kg]
Algas	552	Micoproteínas	250,2
Agua salada	9307,6	Bioestimulante	1054,7
Preinóculo	125	Producto con hidrofobinas	7734,4
Extracto de levadura	55,2	Hidrofobinas	0,23
NaOH	0		
HCl	3,E-03	Agua evaporada	875,6

Total entradas =	10039,8	Total salidas=	9914,8
		Diferencia=	125

El proceso productivo es batch y se realizan solamente 8 ciclos. Al no ser un proceso continuo, el caldo de cultivo que se reserva para inóculo del ciclo siguiente no podría ser aprovechado luego del último ciclo.

Cabe destacar que de este proceso productivo no se obtienen desechos. Todas las salidas del sistema corresponden a productos, subproducto y agua evaporada.

### 5.2.3 Dimensionamientos

Los dimensionamientos obtenidos para los equipos necesarios se presentan en la Tabla 10, donde se presenta cada equipo con su dimensión característica. Para mayor detalle del dimensionamiento de cada uno, revisar el anexo asociado.

Tabla 10 Resumen de dimensionamiento de equipos

Equipo	Dimensión característica	Valor	Anexo
Chancadora	Producción [kg/h]	100	A. 7.
Fermentador	Volumen [L]	2000	A. 4. 2.
Centrífuga Tubular	Diámetro tambor [mm]	100	A. 5. 2.
	Largo tambor [mm]	700	
Secador <i>Spray</i>	H [mm]	1160	A. 6. 1.
Mixer-Settler	Flujo [L/h]	1000	A. 8. 2.

Las dimensiones de todos los equipos calculados son congruentes con equipos de tamaño industrial, y todos se pudieron encontrar en el mercado con tamaños similares.

La centrífuga fue dimensionada utilizando varios supuestos y modificando valores de altura y diámetro, y el flujo de alimentación, iterando hasta conseguir valores cercanos a los equipos en el comercio, por lo que las dimensiones obtenidas ser diferentes a las necesarias en la realidad. Sin embargo, al ser comparada con equipos existentes en el comercio, las dimensiones de la centrífuga final seguirán estando dentro de los parámetros para la industria.

El dimensionamiento del Secador *Spray* requería de varias etapas por cumplir en las que se podían cometer errores, además de necesitar parámetros que no estaban disponibles en literatura, por lo que se debió tomar supuestos como calores específicos y viscosidad de la micoproteína. Errores en estos supuestos pueden implicar una diferencia de tamaño con el secador dimensionado, pero el funcionamiento general no debería ser modificado, puesto que es importante que la micoproteína no supere los 60°C para que no pierda valor nutricional.

Finalmente, la incertidumbre del equipo de extracción de hidrofobinas es una adaptación del mixer-settler, un equipo que se utiliza para separar líquidos agregando un solvente para uno de ellos, para un uso más simple que solo requiere agitar la corriente entrante para formar espuma. Es por esto por lo que el equipo que se deberá comprar no

será un mixer-settler como se encuentran en el comercio, sino que deberá ser una adaptación de un tanque agitado con salidas como tuberías que permita separar la parte superior (espuma) de la inferior (líquido). Esto implica que el equipo final será más propenso a tener diferencias con el equipo dimensionado, pero a la vez será más económico de armar que el equipo en el que se basa.

También hay que destacar que los equipos autoclave y fermentador están calculados de forma separada, pero las dimensiones de ambos dieron similares, por lo que es factible utilizar un solo equipo para las etapas de esterilización y fermentación. El fermentador deberá tener la capacidad para que la fermentación pueda realizarse sin peligros de rebalse, mientras que deberá tener la capacidad de entregar la energía necesaria para conseguir que el medio de cultivo alcance los 121°C.

## 5.2.4 Balance de energía

En la Tabla 11 se presenta un resumen de los resultados de los balances de energía de todos los equipos.

Tabla 11 Resumen de potencia, tiempo de operación y costo energético asociado a los equipos del proceso productivo.

Equipo	Potencia [kW]	Tiempo de operación [h]	Consumo energético [kWh]	Anexo
Chancadora	2,2	1	2,2	A. 7.
(Esterilización)	282,6	0,5	141,3	A. 3. 3.
Fermentador (Fermentación)	5,3	269	1416,2	A. 4. 3.
Centrífuga Tubular	0,2	1,2	0,3	A. 5. 3.
Secador <i>Spray</i>	7,9	1	7,9	A. 6. 2.
Mixer-Settler	1,8	7	12,8	A. 8. 3.A

Total 1580,7 [kWh]

La mayor potencia requerida es para la esterilización del medio de cultivo, que al operar por media hora produce el mayor consumo energético. Por otra parte, el mayor consumo energético ocurre en la etapa de fermentación. Esto se debe por las largas horas de operación, donde se debe tomar en cuenta el consumo energético asociado con la agitación del medio de cultivo, el calor que se pierde al ambiente debido a las temperaturas ambientales menores a la temperatura del medio de cultivo, y a la energía que requieren los microorganismos para seguir durante la fermentación.

El siguiente mayor consumo proviene del mixer-settler. A diferencia de la fermentación, el agitador del mixer debe funcionar a una velocidad de rotación de aspas alta porque el objetivo es generar espuma mediante la aireación del caldo de cultivo.

Cabe destacar que los equipos que podrían tener mayor error son la centrífuga tubular y el secador spray, debido a que ambos equipos son dimensionados estrechamente con el balance de energía. Al haber

mencionado previamente que podría haber mayor error asociado en el dimensionamiento de estos equipos, implica que puede haber error asociado al balance de energía también.

### **5.3 Diagrama de flujos**

Teniendo en consideración los equipos dimensionados y el balance de masa, se presenta en la Figura 8 el diagrama de flujos del proceso productivo de manera simplificada. El diagrama de flujos completo se presenta en el documento adjunto "*Diagrama de flujos planta productora de micoproteínas e hidrofobinas.pdf*".

### **5.4 Layout**

Para la instalación de la planta no se cuenta con terreno designado aún, debido a que se requiere de una donación de terreno o un acuerdo con la comunidad para poder ubicar la planta en un lugar que sea el mejor para ellos. Por esto, el diseño de la planta es una distribución propuesta de los equipos, tomando en cuenta que es posible requerir de un presupuesto que permita la adaptación del terreno para los requerimientos de la planta.

Se distribuyen los equipos de manera de minimizar la distancia entre un equipo y el siguiente, formando una especie de circuito. Como se presenta en la Figura 9, en la entrada principal de la planta se encuentra el fermentador, para asegurar el fácil acceso del agua para el medio de cultivo. El equipo que le sigue es la centrífuga, que tiene a un lado el mixer-settler y al frente el secador. Finalmente, la chancadora se ubica al lado del secador y frente al fermentador, con el fin de estar cerca para facilitar la homogeneización de la micoproteína y la molienda de algas secas respectivamente.

Colindando con la planta se encuentran dos bodegas para el almacenamiento de insumos y productos terminados. Aparte del edificio de la planta se presenta un plano para la oficina de los trabajadores, una zona de descanso y un baño con ducha y sector para casilleros, para que puedan guardar sus objetos personales.

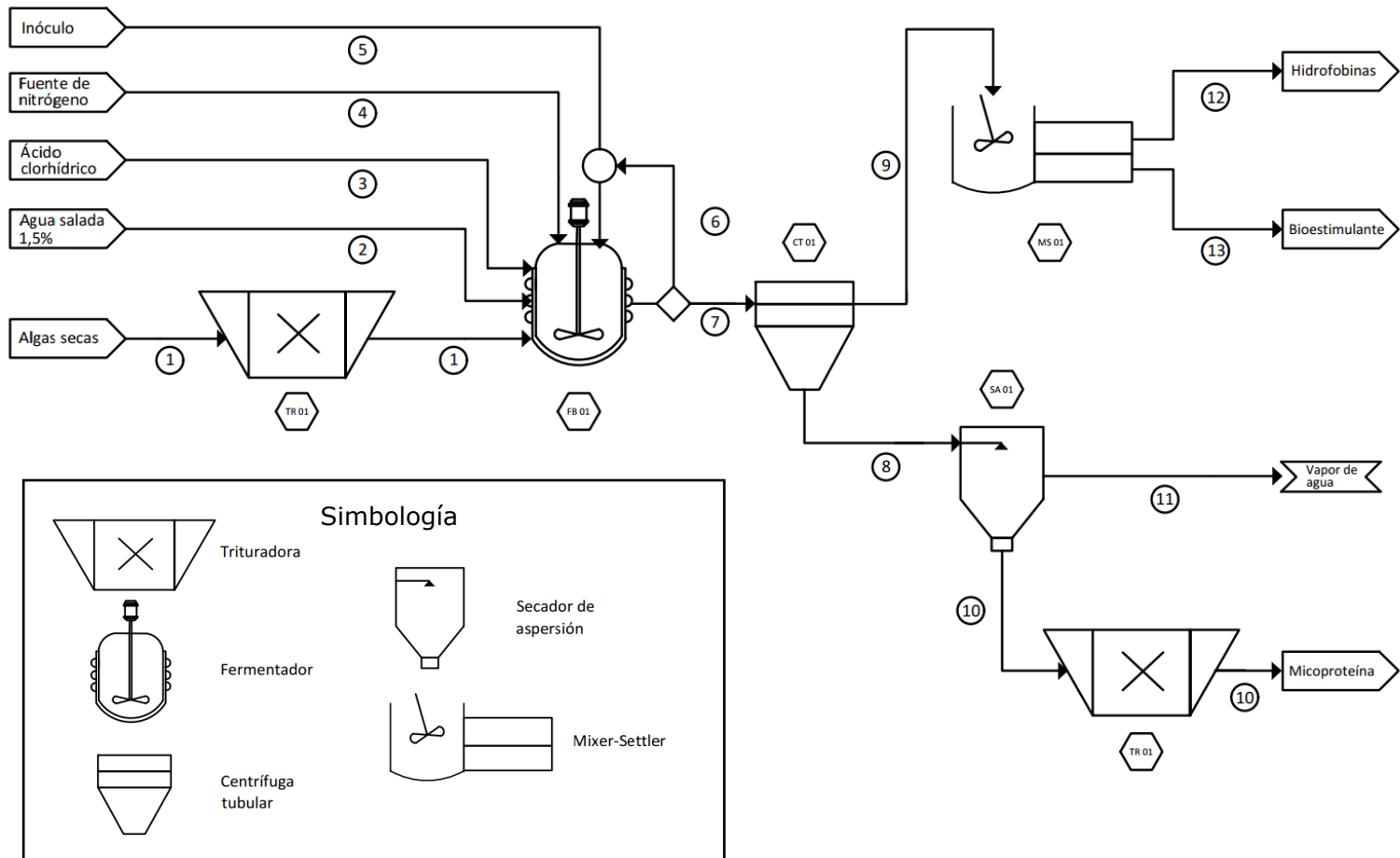


Figura 8 Diagrama de flujos del proceso productivo

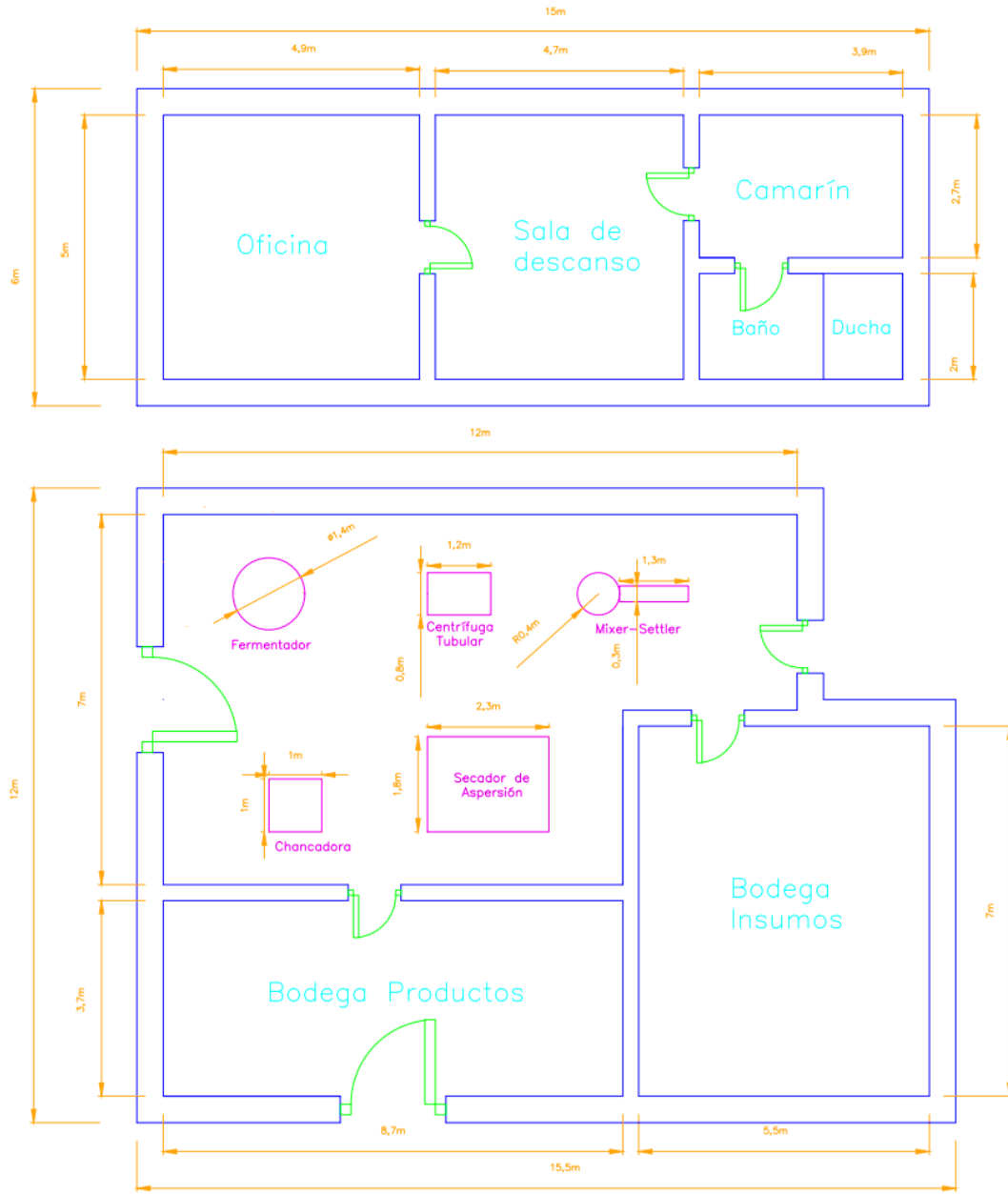


Figura 9 Plano propuesto de la planta



## 5.5 Análisis económico

### 5.5.1 Costos de inversión (CAPEX)

En el costo de inversión (CAPEX de *capital expenditure* en inglés) se deben determinar los costos directos e indirectos, los cuales se dividen en las categorías presentadas en la Tabla 12:

Tabla 12 Detalle de los costos de inversión divididos en costos directos e indirectos

<b>Costos directos</b>	<b>Costos indirectos</b>
Equipos	Ingeniería y supervisión
Instalación de equipos	Gastos de construcción
Instrumentación y control	Honorarios de contratistas
Piping	Contingencia
Instalación eléctrica	
Construcciones	
Mejoras de terreno	
Instalaciones de servicios	
Terreno	

De las categorías presentadas, el costo de equipos se obtiene por cotizaciones y escalamientos a las dimensiones deseadas, mientras que el terreno se estima un costo \$0 debido a que sería una donación de la comunidad. El resto de costos se estiman a partir del costo de equipos, en forma de porcentaje que representan del costo total [25].

Tabla 13 Precio de los equipos en CLP

	Precio equipo [CLP]	Referencia
Chancadora	\$ 550.000	[26]
Fermentador	\$ 8.569.637	[27]
Centrífuga Tubular	\$ 3.796.708	[28]
Secador <i>Spray</i>	\$ 7.006.085	[29]
Mixer-Settler	\$ 6.093.750	[30], [31]
<b>Total</b>	<b>\$ 26.016.180</b>	

En la Tabla 13 se presenta el resultado de los costos de equipos calculados, el detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo C.1..

Debido a que la planta es pequeña y el terreno será donado, se tomó el supuesto de que el costo de equipos representará un 40 % del CAPEX total, que es un porcentaje mayor a los propuestos para la estimación de cálculos. A partir de esto, los costos se distribuyen en la manera presentada en la Tabla 14:

Tabla 14 Distribución propuesta de costos de inversión

	<b>Costos directos</b>	<b>Porcentaje del CAPEX</b>	<b>Precio [CLP]</b>
Costos Directos	Equipos	40%	26.016.180
	Instalación de equipos	6%	3.902.427
	Instrumentación y control	4%	2.601.618
	Piping	3%	1.951.213
	Instalación eléctrica	3%	1.951.213
	Construcciones	10%	6.504.045
	Mejoras de terreno	8%	5.203.236
	Instalaciones de servicios	8%	5.203.236
	Terreno	0%	0
Costos Indirectos	Ingeniería y supervisión	4%	2.601.618
	Gastos de construcción	7%	4.552.831
	Honorarios de contratistas	2%	1.300.809
	Contingencia	5%	3.252.022
	<b>TOTAL</b>	<b>100%</b>	<b>65.040.450</b>

Debido a que se requieren de solo 5 equipos, se seleccionó el menor porcentaje de los asociados a la sección de instalación de equipos sugerida en la literatura.

Por la disposición de los equipos presentada en 5.4 *Layout*, se estima un costo de *piping* del valor mínimo del intervalo asociado, puesto que los flujos entrantes y salientes de equipos no deberían ser transportados durante grandes distancias. De manera similar, se selecciona el menor valor propuesto para instalación eléctrica, puesto que son pocos los equipos que la necesitan y se encuentran cercanos en ubicación.

En contraste, el costo de mejora del terreno se estima por sobre el intervalo sugerido en bibliografía, debido a que no se conoce con certeza el lugar exacto en el que se edificará la planta, y el sector cercano a la

costa se caracteriza por ser irregular y montañoso. El costo que se evita en el terreno se deberá invertir en su adecuación.

El resto de los componentes del CAPEX fue un valor medio en los intervalos propuestos en literatura.

Como el precio de los equipos dictamina el total de costos que se esperaría invertir, el supuesto de un costo del 40% es el más fuerte de todos. En una etapa futura del proyecto podría afectar la distribución en detalle de cada componente del CAPEX, pero en esta etapa tiene mayor importancia determinar un aproximado que pueda ser representativo. Si el porcentaje de costo de los equipos fuera menor que el 40%, el costo total aumentaría.

En etapas futuras y con un terreno seleccionado, sería posible determinar con exactitud los costos relacionados a la edificación de la planta, que permitiría tener un CAPEX con menos error asociado.

### **5.5.2 Costos operacionales (OPEX)**

Los costos operacionales (OPEX de *operational expandures* en inglés) se dividen en costos fijos y costos variables. Los primeros corresponden a gastos que no se ven afectados por la producción, como los sueldos de los trabajadores; mientras los últimos abarcan insumos y reactivos, consumo eléctrico y mantención de equipos. Todos los costos exceptuando la mantención se suman y se consideran un 90% del costo total de operación, siendo el 10% restante el costo de mantención. En el caso de esta planta, el OPEX calculado y sus componentes se presentan en la Tabla 15.

Tabla 15 Distribución de los costos del OPEX

	Descripción	Precio [CLP/año]	Anexo
Costos Fijos	Sueldo jefe de operaciones	4.000.000	C.3
	Sueldo operarios	4.800.000	
	Servicios de administración	880.000	10% sueldos
Costos Variables	Algas	110.400	C.2.
	Agua potable	2.976	
	Inóculo	21.001	
	Fuente de nitrógeno	4.140	
	HCl	973	
	Energía eléctrica	387.051	
	Mantenimiento	1.134.060	10% OPEX
Total		11.340.601	

El mayor costo es el sueldo de los trabajadores de la planta, lo que representa lo poco costoso que es el funcionamiento de la planta en sí. Esto se debe a que la planta funcionaría unos cuatro meses del año, como se estima en el Anexo 0 donde se calcula el tiempo de funcionamiento de la planta usando una Carta Gantt del proceso productivo.

Los cálculos, detallados en los anexos mencionados en la Tabla 15, contemplan los costos asociados a los 8 ciclos que se realizarían por temporada y los sueldos de operarios temporeros a los que se les paga por 5 meses de trabajo.

Una manera de disminuir el impacto del sueldo de los operarios en los costos operacionales es aumentar la producción, puesto que los operarios no se encuentran a capacidad completa y se tienen varios días de tiempos muertos durante la fermentación.

### 5.5.3 Precios de productos

El detalle del cálculo del precio de productos se encuentra en el Anexo C. 4.

Tabla 16 Detalle de precios de venta de los productos y los ingresos totales en un año de producción.

Producto	Precio [CLP/kg]	Producción [kg/año]	Total [CLP/año]
Micoproteína	\$5.000	250	\$1.250.886
Hidrofobina	\$17.500.00	0,23	\$4.072.070
Bioestimulante	\$4.000	1.055	\$4.218.742
		Total	\$9.541.698

Como se puede ver en la Tabla 16, el total de ingresos anual es menor al total de costos de operación. Como está diseñado actualmente, este proceso no podría ser rentable, como se analizará en el siguiente punto.

El precio de la micoproteína fue asignado tomando de referencia los precios de venta de organismos internacionales que venden en cantidades a partir de la tonelada. El precio asignado fue 3 veces mayor, tomando en cuenta que se deben agregar costos de importación y transporte, además de aumentar el valor debido a la venta al detalle. Un detalle para analizar sería aumentar este precio de venta para aumentar los ingresos.

En el caso de la hidrofobina, se realizó un ajuste al precio existente de hidrofobina con 98% de pureza según la concentración presente en el producto que se obtiene. El valor obtenido sirvió como referencia para fijar el precio propuesto, que es menor al calculado debido a que contempla menos procesos para su purificación.

El precio del bioestimulante se estimó comparando con el precio de venta de otros bioestimulantes de algas. Como la venta de estos es de un concentrado que debe diluirse antes de su uso, se debió calcular cuál sería el precio si este se vendiera ya diluido. Es por este motivo que el precio de venta del bioestimulante es menor al de otros fertilizantes.

### 5.5.4 Flujo de caja

Los resultados obtenidos del flujo de caja del caso base propuesto indican que el proyecto no sería rentable en esta modalidad, puesto que el Valor Actual Neto (VAN) es negativo en un horizonte de 10 años del proyecto

con una tasa de retorno del 10%, y tiene una Tasa de Interna de Retorno no se puede determinar.

Debido a esto, se analizan otros escenarios que no alteren los dimensionamientos previamente realizados:

1. Extraer el triple de algas y mantener la planta en funcionamiento durante todo el año.
2. Aumentar la extracción de algas y, acorde a esto, la cantidad de fermentadores para aumentar la producción durante los 4 meses que dura la temporada.

El caso número 1 aprovecharía las instalaciones de la planta durante todo el año, por lo que aumentaría los costos de operación anuales. Además, se requeriría un operario más para poder coordinar mejor las vacaciones entre los trabajadores. Si bien se triplican las ganancias, aumenta más los gastos operacionales, por lo que no cumple el objetivo de mejorar la situación.

En el caso número 2 se estimó el caso en el que se produce dos y diez veces la cantidad original propuesta. El tope de 10 se determina debido a los 10 días de tiempo muerto que hay mientras opera el fermentador. Si se agregan 9 fermentadores más y se operan con un día de desfase, podría realizarse el proceso productivo como si fuera continuo, como se ve en la carta Gantt del Anexo B y B.1. Esto afectaría en los costos de inversión, debido a que se deben añadir más equipos a la compra y además de tener que implementar una planta de mayor tamaño. También afectaría los costos de operación al utilizar los equipos más horas al año que lo que se estimaba previamente. Los valores obtenidos en todos los casos se presentan en la Tabla 17.

Tabla 17 Comparación VAN y TIR para distintos casos propuestos

Caso	VAN [MM\$]	TIR
Base	-76,5	-
1. Triple de producción, operación todo el año	-100,7	-
2.1. Doble de producción, operación 4 meses	-33,9	-12,7%
2.2. Diez veces la producción base, operación 4 meses	227,1	25,7%

Por otra parte, se analizaron los mismos casos previamente mencionados utilizando un aporte estatal que puede llegar a alcanzar un 75% del capital de inversión, u \$80.000.000 de pesos chilenos [32]. De esta manera, los nuevos casos que se obtienen son los presentados en la Tabla 18.

Tabla 18 Comparación VAN y TIR para los casos propuestos con fondos CORFO

Caso + CORFO	VAN [MM\$]	TIR
Base	-26,9	-
1. Triple de producción, operación todo el año	-51	-
2.1. Doble de producción, operación 4 meses	18,8	11%
2.2. Diez veces la producción base, operación 4 meses	308,5	68,9%

En ambas comparaciones, el caso más favorable sería producir diez veces la cantidad propuesta originalmente. Sin embargo, la recolección indiscriminada de algas puede provocar grandes daños en el ecosistema acuático, puesto que las algas forman estructuras ideales para el hábitat de diferentes especies marinas, y los bosques de algas no se recuperan de las grandes deforestaciones [33], [34].

Tomando en cuenta que el caso base propuesto considera que se utiliza solo un 46% de la recolección total de las algas, es posible duplicar la producción sin aumentar el impacto al ecosistema. Tampoco existirían conflictos con los compradores actuales de algas, ya que los recolectores las venden a intermediarios con los que no tienen aseguradas las ventas. Es por esto por lo que se analiza la sensibilidad de este caso, en escenarios de variación de precios de compra de las algas, el total de la inversión y los precios de venta de los productos.

### 5.5.5 Análisis de sensibilidad

Para cada parámetro del análisis de sensibilidad se toma un caso optimista y uno pesimista para contrastar con la producción seleccionada.

#### 5.5.5.1 Precio de compra de algas

El precio de algas es importante en este proyecto no solo por ser uno de los insumos principales del proceso productivo, sino que también por ser el ingreso que recibirían los recolectores de algas.

El valor propuesto es de \$200 CLP/kg de alga seca. Este precio se selecciona a partir del precio de venta en playa del cochayuyo, el que ronda los \$470 CLP/kg cuando el producto se encuentra en buen estado y cuenta con apariencia deseable para consumo [20]. Debido a que las algas no tienen el mismo requerimiento estético que para consumo humano, y que gran parte de las algas serían luga, que se vende a menor precio, se estima que el precio de venta sería considerablemente menor.

Como este valor es bastante bajo, el caso optimista consiste en una disminución del precio de compra a \$150 CLP/kg, provocando un aumento de la TIR en un 2% y del VAN en un 5%.

Por otra parte, el caso pesimista contempla un aumento de precio a \$500 CLP/kg, que sería mayor al precio en mejor calidad de las algas. Como este proyecto busca dar una mejor alternativa a la situación actual de venta de algas, se propone un escenario que supere los precios de venta usuales. En esta situación, la TIR y el VAN presentan disminuciones de un 11% y 14% del valor original respectivamente. La TIR obtenida en este caso es menor a la tasa de retorno del 10%, lo que demuestra que aún podría ser rentable con precios altos de compra de algas. Podría proponerse un precio de venta algo menor a \$500 CLP/kg, o complementar este valor con un aumento en el precio de venta de algún otro producto.

Los valores de VAN y TIR obtenidos para estos escenarios se presentan en la Tabla 19.

Tabla 19 VAN y TIR para variación en precio de compra de algas

Caso	VAN	TIR
Base (200 CLP/kg)	1,25,E+07	11,0%
Optimista (150 CLP/kg)	1,28,E+07	11,5%
Pesimista (500 CLP/kg)	1,08,E+07	9,8%

#### 5.5.5.2 Costos de Inversión

Debido a que gran parte de estos costos se basan en supuestos, el CAPEX es una de las variables del flujo de caja que puede diferir más de la realidad.

En un caso optimista, el CAPEX estaría sobreestimado, proponiendo que el CAPEX real fuera un 20% menor al propuesto inicialmente. El valor que ingresa al flujo de caja sería el que se obtiene luego de aplicar la subvención CORFO mencionada previamente. Así, se obtiene un VAN del 26% y un aumento en la TIR del 50%.

En el caso pesimista, el CAPEX estaría subestimado, siendo el real un 20% mayor al propuesto inicialmente. Al igual que en el caso anterior, el costo de inversión que ingresa al flujo de caja sería luego de aplicar la subvención CORFO. En este caso, el VAN disminuye un 26% y la TIR disminuye un 33%.

Los valores de VAN y TIR obtenidos para estos escenarios se presentan en la Tabla 20.



Tabla 20 VAN y TIR para variación de CAPEX

Caso	VAN	TIR
Base	1,25,E+07	11,0%
Optimista (-20% CAPEX)	1,58,E+07	16,5%
Pesimista (+20% CAPEX)	9,20,E+06	7,3%

### 5.5.5.3 Precio de venta de los productos

En la actualidad no hay producción de micoproteínas ni de hidrofobinas en el país, por lo que los valores estimados se basan en comparaciones con productos similares, como sería la comida para aves de corral en el caso de las micoproteínas, o para usos diferentes, como serían las hidrofobinas puras como insumo de laboratorio. En el caso del bioestimulante, el producto final se encuentra diluido a diferencia de los fertilizantes similares, por lo que el precio estimado también puede diferir al que debería tener (Anexo C.4.). Es por esto por lo que es importante analizar cómo afecta en la rentabilidad del proyecto si esta variable difiere de lo estimado inicialmente.

En el caso optimista los precios de los productos están subestimados y el precio real sería un 20% mayor al original. Este porcentaje se aplica a todos los productos simultáneamente. En este caso, el VAN aumenta en un 137%, y la TIR en un 161%.

En el caso pesimista los precios están sobreestimados, por lo que el precio real sería un 20% menor al original. Se aplica este descuento a todos los productos simultáneamente. Así, el VAN disminuye en un 137% y la TIR en un 143%.

Los valores de VAN y TIR obtenidos para estos escenarios se presentan en la Tabla 21.

Tabla 21 VAN y TIR para variación de precios de venta de productos.

Caso	VAN	TIR
Base	1,25,E+07	11,0%
Optimista (+20% Precio)	2,96,E+07	28,8%
Pesimista (-20% Precio)	-4,61,E+06	-4,8%

Todos los casos mencionados previamente se comparan en la Figura 10.

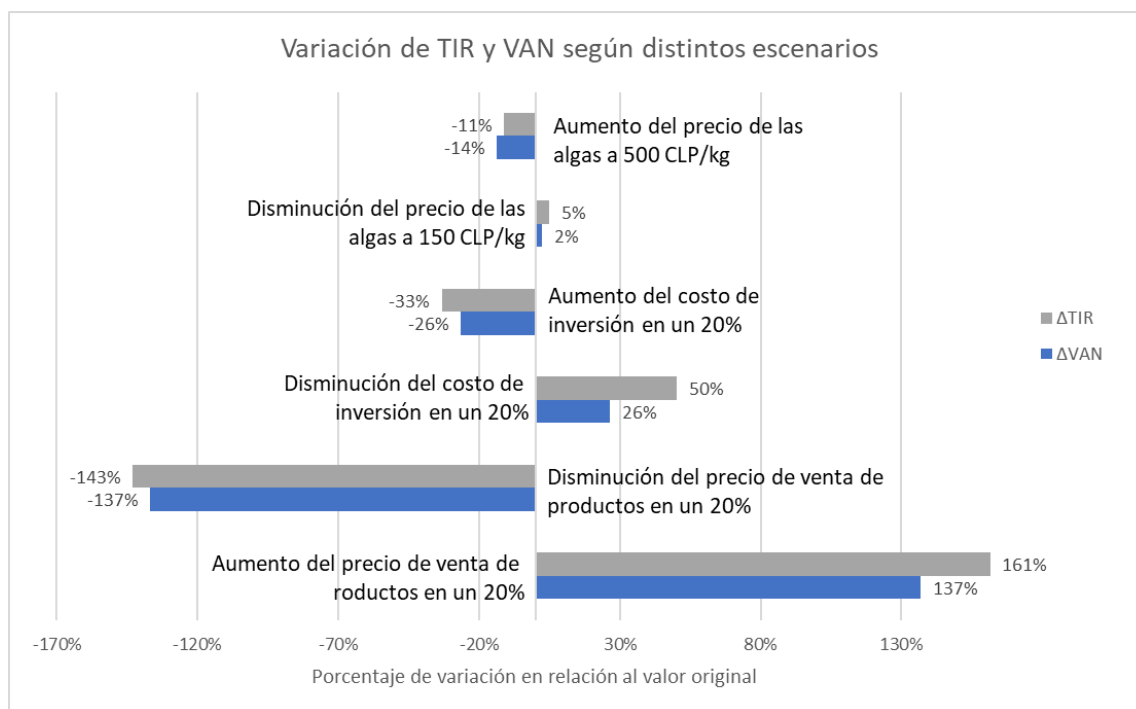


Figura 10 Gráfico comparativo de la variación de TIR y VAN en los escenarios propuestos

Como se puede observar en el gráfico anterior, el mayor impacto en los parámetros de factibilidad es provocado al modificar los precios de venta. Estos representan la totalidad de los ingresos de este proyecto, por lo que tienen un mayor efecto en la factibilidad. En el caso pesimista, la TIR obtenida es la menor de todos los casos posibles, siendo de valor negativo, al igual que el VAN.

En los otros casos pesimistas, la TIR es menor a la tasa de retorno, pero el VAN es positivo, por lo que podría realizarse algún ajuste al proceso para asegurar la rentabilidad del proyecto, como aumentar la producción.

El costo de inversión impacta de menor manera al precio de venta, debido a que este escenario está amortiguado por el apoyo monetario de CORFO. Un 20% de aumento del costo de inversión es demasiado para que el proyecto siga siendo rentable, pero un menor aumento podría seguir siendo rentable, o se podrían buscar alternativas para mejorar las ganancias con un 20% más CAPEX. Una manera de solucionar este problema sería hacer parte de la inversión (por ejemplo, el segundo fermentador) en el año 1 del proyecto para poder obtener un segundo aporte de CORFO, o amortiguar con un aumento del precio de los productos, que, como se vio anteriormente, tienen un gran impacto en la rentabilidad del proyecto.

Finalmente, el precio de las algas la variable que menos afecta la rentabilidad del proyecto. Incluso aumentando el precio en un 150% del precio original, el proyecto estando cerca de la rentabilidad. Esta estabilidad es positiva en el proyecto por dos motivos:

- Las algas son el insumo que puede estar sujeto a mayor variabilidad, dependiendo de la calidad de la cosecha como la demanda que pueda haber en la zona. Al variar poco la rentabilidad del proyecto, es posible asegurar la compra sin que se vuelva inviable el proyecto.
- Se puede aumentar el pago de las algas para reflejar mejor el trabajo de los recolectores en el precio del insumo. Esto es importante porque este proyecto tiene el fin de dar estabilidad a la actividad económica de la comunidad.

Cabe destacar que el VAN es positivo en todos los escenarios analizados en el horizonte de operación de 10 años. Esto se debe a que en el último año del horizonte se toma en consideración la venta de la planta. Si el proyecto tuviera un horizonte mayor, siendo el precio de venta de los productos fuera un 20% menor al valor propuesto originalmente, el VAN sería menor a 0 y la no rentabilidad quedaría confirmada por ambos criterios.

Otro punto importante que considerar es que estos cálculos han sido hechos considerando que se vende la totalidad de la producción, lo que no es siempre cierto. En el caso de que no se vendan todos los productos, es posible que el proyecto no sea rentable. Una manera de minimizar el riesgo es realizando un contrato con alguna empresa o institución que requiera alguno de los productos para asegurar la venta total de este.

Finalmente, es importante considerar las posibilidades de aumentar los sueldos y los pagos por las algas en el caso de obtener ganancias mayores al caso base propuesto, con el fin de disminuir el VAN lo más cercano a 0 posible, para que todas las partes involucradas en este proyecto sean beneficiadas de manera justa. Este proyecto no tiene fines de lucro inicialmente, pero puede evaluarse aumentar la producción a futuro.

## 6 Alcances

- Los resultados obtenidos corresponden a un análisis de prefactibilidad, por lo que los cálculos no son definitivos y probablemente difieran a los que se obtengan en etapas más avanzadas de la evaluación del proyecto.
- Este análisis puede ser replicado en otras zonas del país, utilizando otras algas como insumos. Sin embargo, sería recomendable realizar un análisis de la cinética de crecimiento de *P. salina* con los diferentes sustratos que se dispongan, para tener mayor certeza en las composiciones requeridas del medio de cultivo y el rendimiento final de la fermentación.

## 7 Conclusiones

- A partir de 552 kg de algas secas se diseñó un proceso productivo del que se obtienen 250 kg de micoproteína, 1000 kg de bioestimulante y 7750 kg de producto compuesto por 230 g de hidrofobinas. Esta producción se divide en 8 ciclos que se realizan en el transcurso de aproximadamente 4 meses.
- Tanto la micoproteína como el bioestimulante pueden ser utilizados por la comunidad. El producto con hidrofobinas se vendería como insumo para empresas que busquen obtener un concentrado de este producto. Los precios propuestos para los productos serían:
  - \$5.000 CLP/kg de micoproteína
  - \$4.000 CLP/kg de bioestimulante (no requiere dilución)
  - \$17.500.000 CLP/kg de hidrofobina
- Se diseñó un proceso productivo de 7 etapas y que requiere de 5 equipos: chancadora (para la molienda de algas y la homogeneización de micoproteína), fermentador (donde se realiza la esterilización y luego la fermentación), centrífuga tubular, secador de aspersion y mixer-settler.
- Se realizó dimensionamiento para 4 de los 5 equipos, y se realizó balance de masa y de energía para las 7 etapas del proceso.
- Se determinó que el costo total de los equipos es de 25,4 millones CLP, lo que equivale a un 40% del costo de inversión, por lo que el CAPEX total se estima de 65 millones CLP.
- Se calculó un OPEX de 11,3 millones CLP/año.
- Se determinó un nuevo caso base que duplica la producción y hace uso de un aporte estatal para la inversión.
- Para el análisis de sensibilidad, se analizan los casos en que varíe el precio de compra de algas, que el CAPEX sea diferente al estimado (20% menor o mayor), y que el precio de venta de los productos sea 20% menor o 20% mayor a los propuestos. La variable que mayor impacto tiene es el precio de venta de los productos, dos de los tres casos pesimistas son solucionables, el de disminución del precio de venta no es rentable.
- Se recomienda ajustar los sueldos de los trabajadores y el precio de compra de las algas para favorecer a las partes involucradas en el proyecto.
- El proyecto puede ser replicado en otras zonas del país y en otras comunidades, pero se recomienda hacer un análisis de la cinética de crecimiento de *P. salina* con las algas que se utilicen de sustrato.

## **8 Recomendación a la comunidad**

El caso base inicial que utiliza los descartes de algas como sustrato para el crecimiento de *P. salina* no es rentable. Para que este proyecto sea rentable, se necesita utilizar prácticamente la totalidad de las algas recolectadas o aumentar la recolección de algas, además de concursar por un aporte de parte de CORFO.

El proyecto tiene ventajas y desventajas en comparación con la situación actual de venta.

Como ventaja, se tendría la certidumbre de que se venderán todas las algas recolectadas, o se puede recolectar hasta cumplir el requerimiento del proceso productivo. El precio de venta de las algas sería fijado a convenir, con un tope superior de \$500 por kilo de alga seca. También se generan 3 puestos de trabajos que podrían ser utilizados por gente que pertenezca a la comunidad, y 2 de los 3 productos podrían ser aprovechados por la comunidad misma. Otro punto a destacar es la planta se podría realizar en terreno comunitario, lo que permite eliminar uno de los costos de inversión y establece la planta como un proyecto de la comunidad y para la comunidad.

Como desventaja, la incertidumbre ahora pasa a la venta de los productos, y se deben esperar unos 3 años para recuperar la inversión inicial.

El proyecto aumenta su rentabilidad con el aumento de producción, pero esto podría afectar el ecosistema marino. Lo ideal sería mantener la extracción relativamente constante para evitar grandes impactos.

Recomendaría realizar este proyecto por sobre la venta de algas secas a intermediarios, porque podrán aprovechar todas las algas que recolecten y 2/3 de los productos los puede utilizar la misma comunidad, en el caso que hubiera incertidumbre en la venta de los productos.

## 9 Bibliografía

- [1] P. Cicatiello, A. M. Gravagnuolo, G. Gnani, G. C. Varese, y P. Giardina, "Marine fungi as source of new hydrophobins", *Int. J. Biol. Macromol.*, vol. 92, pp. 1229–1233, 2016, doi: 10.1016/j.ijbiomac.2016.08.037.
- [2] C. Vargas y R. Hernández, "El desarrollo de micro-redes /Smart-farms: Comunidades Huanaco Huenchun y José Painecura de Hueñalihuen". 2016.
- [3] P. S. Nigam y A. Singh, *Single Cell Protein: Mycelial Fungi*, Second Edi., vol. 3. Elsevier, 2014.
- [4] T. Finnigan, L. Needham, y C. Abbott, *Mycoprotein: A Healthy New Protein With a Low Environmental Impact*, nº Ec 1997. Elsevier Inc., 2016.
- [5] J. Lonchamp, P. S. Clegg, y S. R. Euston, "Foaming, emulsifying and rheological properties of extracts from a co-product of the Quorn fermentation process", *Eur. Food Res. Technol.*, vol. 245, nº 9, pp. 1825–1839, 2019, doi: 10.1007/s00217-019-03287-z.
- [6] C. Landeta-Salgado, P. Cicatiello, y M. E. Lienqueo, "Mycoprotein and hydrophobin like protein produced from marine fungi *Paradendryphiella salina* in submerged fermentation with green seaweed *Ulva* spp.", *Algal Res.*, vol. 56, p. 102314, jun. 2021, doi: 10.1016/j.algal.2021.102314.
- [7] C. Correa, "Diseño conceptual de una planta productora de yarrowia *Lipolytica* para su uso como proteína unicelular", Elsevier, 2021.
- [8] T. J. A. Finnigan, *Mycoprotein: origins, production and properties*. Woodhead Publishing Limited, 2011.

- [9] I. Y. Hamdan, H. N. Asthana, N. Al-Awadi, A. S. ElNawawy, I. Banat, y A. J. Salman, "Production of Single Cell Protein from Thermotolerant Methanol-Utilizing Cultures for Animal Feed", en *Perspectives in Biotechnology and Applied Microbiology*, Dordrecht: Springer Netherlands, 1986, pp. 49–60.
- [10] M. Sunde, A. H. Y. Kwan, M. D. Templeton, R. E. Beever, y J. P. Mackay, "Structural analysis of hydrophobins", *Micron*, vol. 39, n° 7, pp. 773–784, oct. 2008, doi: 10.1016/j.micron.2007.08.003.
- [11] J. H. C. Woudenberg, J. Z. Groenewald, M. Binder, y P. W. Crous, "Alternaria redefined", *Stud. Mycol.*, vol. 75, pp. 171–212, jun. 2013, doi: 10.3114/SIM0015.
- [12] C. Landeta, "DESARROLLO DE UN MÉTODO INTEGRADO PARA LA UTILIZACIÓN DE MACROALGAS Y RESIDUOS DE LA INDUSTRIA DE LAS MACROALGAS PARA CRECER BIOMASA FÚNGICA PARA OBTENCIÓN DE BIOPRODUCTOS", Universidad de Chile, 2020.
- [13] C. MOC *et al.*, "Mycoprotein as a possible alternative source of dietary protein to support muscle and metabolic health", *Nutr. Rev.*, vol. 78, n° 6, pp. 486–497, jun. 2020, doi: 10.1093/NUTRIT/NUZ077.
- [14] M. Linder, K. Selber, T. Nakari-Setälä, M. Qiao, M. R. Kula, y M. Penttilä, "The hydrophobins HFBI and HFBI from *Trichoderma reesei* showing efficient interactions with nonionic surfactants in aqueous two-phase systems", *Biomacromolecules*, vol. 2, n° 2, pp. 511–517, 2001, doi: 10.1021/bm0001493.
- [15] M. B. Linder, G. R. Szilvay, T. Nakari-Setälä, y M. E. Penttilä, "Hydrophobins: The protein-amphiphiles of filamentous fungi", *FEMS Microbiol. Rev.*, vol. 29, n° 5, pp. 877–896, 2005, doi:



10.1016/j.femsre.2005.01.004.

- [16] G. Collantes, A. Merino, y V. Lagos, "Fenología de la gametogénesis, madurez de conceptáculos, fertilidad y embriogénesis en *Durvillaea antarctica* (Chamisso) Hariot (Phaeophyta, Durvillaeales)", *Rev. Biol. Mar. Oceanogr.*, vol. 37, nº 1, pp. 83–112, jul. 2002, doi: 10.4067/s0718-19572002000100009.
- [17] J. V Ortiz, "Monografía Composición Nutricional y Funcional de Algas Pardas Chilenas : *Macrocystis pyrifira* y *Durvillaea antarctica*".
- [18] J. C. Castilla, M. A. Campo, y R. H. Bustamante, "Recovery of *Durvillaea antarctica* (Durvilleales) inside and outside Las Cruces marine reserve, Chile", *Ecol. Appl.*, vol. 17, nº 5, pp. 1511–1522, jul. 2007, doi: 10.1890/06-1285.1.
- [19] J. Quiñones *et al.*, "Dietary inclusion of *Durvillaea antarctica* meal and rapeseed (*Brassica napus*) oil on growth, feed utilization and fillet quality of rainbow trout (*Oncorhynchus mykiss*)", *Aquaculture*, vol. 530, p. 735882, ene. 2021, doi: 10.1016/j.aquaculture.2020.735882.
- [20] "Evaluación de la viabilidad de apertura del mercado de la Unión Europea para productos derivados de macroalgas extraídas en Chile destinados al consumo humano, como alternativa de diversificación productiva para la pesca artesanal, considerando las barreras impuestas por la UE para 'novel food'. ", Concepción, feb. 2017.
- [21] "Alga Luga negra - SUBPESCA. Subsecretaría de Pesca y Acuicultura". <https://www.subpesca.cl/portal/616/w3-article-848.html#descripcion> (accedido abr. 05, 2021).
- [22] "Alga Luga roja - SUBPESCA. Subsecretaría de Pesca y Acuicultura". <https://www.subpesca.cl/portal/616/w3-article->

847.html#descripcion (accedido abr. 05, 2021).

- [23] "Repoblamiento y acuicultura: El necesario impulso a las lugas". <https://www.aqua.cl/reportajes/repoblamiento-y-acuicultura-el-necesario-impulso-a-las-lugas/#> (accedido abr. 05, 2021).
- [24] C. Landeta, R. Muñoz, A. Blanco, y M. E. Lienqueo, "Valorization and upgrading of the nutritional value of seaweed and deaweed waste using the marine fungi *Paradendryphiella salina* to produce mycoprotein", *Editor. Off.*
- [25] M. S. Peters y J. I. Peters, *Plant design and economics for chemical engineers*, vol. 5, nº 1. 1959.
- [26] "Molino de Corona para hacer Harinas motor 220 volts 2,2 Kw – Aves Vilcún". <https://avesvilcun.cl/producto/molino-de-granos-moler-harinas-motor-220v-3hp/> (accedido jul. 18, 2021).
- [27] "5000l Con Camisa De Calefacción Reactor Agitado Para Producir Resina Alquídica - Buy Stirred Reaction Kettle,Agitating Reaction Vessel,Resin Blender Mixer Product on Alibaba.com". [https://spanish.alibaba.com/product-detail/5000l-jacketed-heating-stirred-reactor-to-produce-alkyd-resin-1603540409.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.12ae5ff2TIhTyg&s=p](https://spanish.alibaba.com/product-detail/5000l-jacketed-heating-stirred-reactor-to-produce-alkyd-resin-1603540409.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.12ae5ff2TIhTyg&s=p) (accedido jul. 16, 2021).
- [28] "Centrífuga Tubular De Cerveza,De Alta Velocidad - Buy Tubular Centrifuge,Beer Tubular Centrifuge,High Speed Beer Tubular Centrifuge Product on Alibaba.com". [https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-speed-beer-tubular-centrifuge-60703029471.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.68f26d924CLaAS&s=p](https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-speed-beer-tubular-centrifuge-60703029471.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.68f26d924CLaAS&s=p) (accedido jul. 17, 2021).

- [29] "Máquina De Secado Por Pulverización De Leche En Polvo Y Polvo En Sangre - Buy Spray Dryer,Spray Drying Machine,Powder Spray Drying Product on Alibaba.com". [https://spanish.alibaba.com/product-detail/milk-powder-blood-powder-spray-drying-machine-spray-dryer-1600111571706.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.31904fe6rHjVN6&s=p](https://spanish.alibaba.com/product-detail/milk-powder-blood-powder-spray-drying-machine-spray-dryer-1600111571706.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.31904fe6rHjVN6&s=p) (accedido jul. 19, 2021).
- [30] "Tanque De Mezcla De Líquidos,1000 Litros,Acero Inoxidable,Para Cosméticos,Homogeneización - Buy 1ton 5000l 3000 L Chemical Mixing Tank With Agitator,Iso Certify Tank Steam Jacket Ss Acid Lotion Liquid Mixing Tank With Heater Cover Homogenizer Paddle Stirrer Agitator Mixer,Sus304 Ss304 Alcohol Mixing Tank Stainless Steel 1500l 5000 Gallon 50 Liter 200l 100 L 1000l 500l 3000l 2000l 100l Product on Alibaba.com". [https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000-liters-liquid-mixing-tank-stainless-steel-for-cosmetics-homogenizing-60701897103.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.5f4428db3uy4AS](https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000-liters-liquid-mixing-tank-stainless-steel-for-cosmetics-homogenizing-60701897103.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.5f4428db3uy4AS) (accedido jul. 19, 2021).
- [31] "Buque De Reactor De Pirólisis Química De Acero Inoxidable,1000l,2000l - Buy Reactors,Chemical Reactor,Pyrolysis Reactor Product on Alibaba.com". [https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000l-2000l-stainless-steel-chemical-pyrolysis-reactor-vessel-1600226741933.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.60851565F4RhY4](https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000l-2000l-stainless-steel-chemical-pyrolysis-reactor-vessel-1600226741933.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.60851565F4RhY4) (accedido jul. 19, 2021).
- [32] "CORFO - Corporación de Fomento de la Producción". <https://www.corfo.cl/sites/cpp/movil/emp-fet> (accedido ago. 05, 2021).

- [33] "Alerta por dramática deforestación de bosques de macroalgas en el norte y centro de Chile". <https://www.mundoacuicola.cl/new/alerta-por-dramatica-deforestacion-de-bosques-de-macroalgas-en-el-norte-y-centro-de-chile/> (accedido ene. 10, 2021).
- [34] "Extracción de huiro: científicos chilenos descubren que los bosques de estas algas no se recuperan de la deforestación masiva – Fundación Terram". <https://www.terram.cl/2020/03/extraccion-de-huiro-cientificos-chilenos-descubren-que-los-bosques-de-estas-algas-no-se-recuperan-de-la-deforestacion-masiva/> (accedido ago. 05, 2021).
- [35] "(No Title)". [http://www7.uc.cl/sw\\_educ/geo\\_mar/html/h321.html](http://www7.uc.cl/sw_educ/geo_mar/html/h321.html) (accedido jun. 07, 2021).
- [36] "El Clima en Araucanía, Chile". <https://www.datosmundial.com/america/chile/clima-araucania.php> (accedido jun. 10, 2021).
- [37] "control engineering - How do I calculate the density of seawater at different temperatures? - Engineering Stack Exchange". <https://engineering.stackexchange.com/questions/3195/how-do-i-calculate-the-density-of-seawater-at-different-temperatures> (accedido jun. 07, 2021).
- [38] G. M. Marion, F. J. Millero, M. F. Camões, P. Spitzer, R. Feistel, y C. T. A. Chen, "PH of seawater", *Mar. Chem.*, vol. 126, nº 1–4, pp. 89–96, sep. 2011, doi: 10.1016/j.marchem.2011.04.002.
- [39] P. K. Sappati, B. Nayak, y G. P. VanWalsum, "Thermophysical properties prediction of brown seaweed (*Saccharina latissima*) using artificial neural networks (ANNs) and empirical models", *Int. J. Food Prop.*, vol. 22, nº 1, pp. 1966–1984, ene. 2019, doi:

10.1080/10942912.2019.1691588.

- [40] C. Landeta, M. Zambrano, y M. E. Lienqueo, "Production of a functional feed additives for animals using Single Cell Protein from mycelial fungi and *Ulva sp*". 2020.
- [41] "Alimento para gallinas Ecoterra Postura saco 25kg". [https://ecoterra.cl/products/alimento-para-gallinas-ecoterra-postura-saco-25kg?variant=33003815534685&currency=CLP&utm\\_medium=product\\_sync&utm\\_source=google&utm\\_content=sag\\_organic&utm\\_campaign=sag\\_organic&utm\\_campaign=gs-2020-08-01&utm\\_source=google&utm\\_medium=smart\\_campaign](https://ecoterra.cl/products/alimento-para-gallinas-ecoterra-postura-saco-25kg?variant=33003815534685&currency=CLP&utm_medium=product_sync&utm_source=google&utm_content=sag_organic&utm_campaign=sag_organic&utm_campaign=gs-2020-08-01&utm_source=google&utm_medium=smart_campaign) (accedido ago. 31, 2021).
- [42] "Harina de Cochayuyo en polvo - Seaweed Place". <https://www.seaweedplace.com/product/harina-de-cochayuyo-en-polvo/> (accedido ago. 31, 2021).
- [43] "Hydrophobin SC3  $\geq 98\%$  (SDS-GE) | Sigma-Aldrich". <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sigma/68795?lang=es&region=CL> (accedido abr. 05, 2021).
- [44] "BIOESTIMULANTE KELPAK 1 LT". <https://www.calstiendavirtual.cl/bioestimulante-kelpak-1-lt> (accedido abr. 05, 2021).

## 10 Anexos

### Anexo A: Memoria de cálculo

#### A. 1. Caso base

El caso base se calcula a partir de la cantidad disponible de algas secas. Para determinar esta cantidad en toda la temporada, se toman los siguientes supuesto:

- La temporada de recolección de algas se expande entre septiembre y mayo, siendo un total de 8 meses.
- La recolección mensual es de 300 kg.
- De la recolección total, un 46% de las algas no es vendida.

Esto se traduce en:

$$Algas_{húmedas} = semanas \cdot Algas_{recolectadas} \cdot \%Descarte \quad ( 1 )$$

$$Algas_{húmedas} = 8 \cdot 300 [kg] \cdot 46\%$$

$$Algas_{húmedas} = 1104 [kg]$$

Asumiendo que un 50% de esto es agua que será evaporada al sol.

$$Algas_{secas} = 552 [kg]$$

Esta será dividida en la cantidad de ciclos deseada, lo que afectará en el tamaño de los equipos y el tiempo que estará siendo utilizada la planta.

Se propone un modelo con 8 ciclos por temporada, obteniendo de materia prima por ciclo:

$$Algas = 69 [kg]$$

#### A. 2. Preparación del medio de cultivo

Para preparar el medio de cultivo se tienen las siguientes consideraciones:

- La salinidad del agua usada es de 1,5%, siendo la del mar en esa zona de aproximadamente 3,5% [35].
  - La salinidad deseada se obtendrá por dilución del agua de mar con agua potable o por desalinización del agua de mar, decisión que se deberá tomar en etapas posteriores del proyecto.
- Las especies de algas recolectadas son mitad algas rojas y mitad pardas. Se asume que la composición de los descartes será similar

a los de residuos de la industria algal, por lo que un litro de medio de cultivo debe tener una composición [24] de:

- 60 g de residuos de algas
- 6 g de fuente de nitrógeno

Con estos datos, se tiene:

Algas [kg]	69
Agua 1,5% salinidad [L]	1150
Fuente de nitrógeno [kg]	6,9

- Asumiendo que la densidad del agua de mar a 13 °C (temperatura promedio del agua de mar en la Araucanía [36]) es 1,026 kg/L [37]:
  - La densidad del agua con salinidad del 1,5% se estima que será aproximadamente de 1,012 kg/L

El medio de cultivo estaría compuesto por:

	Masa [kg]
Algas	69
Agua 1,5% salinidad	1163
Fuente de nitrógeno	6,9

Además, se deberá regular el pH del medio de cultivo para que sea pH 5. Se estima que el pH del agua de mar es de 8,33 [38], tomando este valor como una estimación pesimista del pH del medio de cultivo.

El cálculo de ácido clorhídrico para obtener un pH 5 es:

Tabla 22 Cálculo de ácido clorhídrico (HCl) necesario para obtener un pH 5 en el medio de cultivo.

El pH es el inverso aditivo del logaritmo en base 10 de la concentración de H <sup>+</sup> . Para disminuir el pH se añadirá ácido clorhídrico HCl.					
Especie	Masa [g]	Peso molecular [g/mol]	Moles	Concentración [mol/L]	$-\log_{10}$
H <sup>+</sup> (inicial)			5,38 E-06	4,68 E-09	8,33
H <sup>+</sup> (final)			0,0115	0,00001	5
HCl	0,42	36,46	0,0115		

### A. 2. 1. Inóculo

Para el cálculo del inóculo de *P. salina* se tienen los siguientes datos [6], [24]:

- Se requiere 100 mL de inóculo para 1 L de medio de cultivo.
- La concentración de alginato (sustrato) en el preinóculo es de 2 g/L.
- El rendimiento de la producción de biomasa es de 0,58  $\frac{g_{biomasa}}{g_{alginato}}$ .

Por lo que la composición del inóculo será:

Agua 1,5% salinidad [L]	115
Alginato [kg]	0,25
<i>P. salina</i> [kg]	0,14

## A. 3. Esterilización

### A. 3. 1. Balance de masa

La esterilización del medio de cultivo se realiza antes de hacer la inoculación se ve representado en la Figura 4 y la caracterización de cada corriente se explica en la Tabla 3.

Debido a las altas temperaturas de este proceso, se realiza sin el extracto de levadura para evitar dañar su estructura y no afectar en su rol de fuente de nitrógeno.

### A. 3. 2. Dimensionamiento

El proceso puede realizarse en un autoclave o elevar la temperatura del fermentador a la temperatura requerida de 121°C durante 20 minutos previo al proceso de fermentación.

En el caso de adquirir un autoclave, se calcula el volumen necesario de capacidad del equipo.

$$Volumen = \frac{Masa}{Densidad} \quad ( 2 )$$

El volumen total será la suma de los volúmenes de cada componente.

Los supuestos para este cálculo son:

- El HCl es despreciado debido a la baja cantidad que se utiliza.



- La densidad del agua es la misma utilizada para el cálculo del medio de cultivo: 1,012 kg/L.
- La densidad de las algas es la misma que la del alga *Saccharina latissima* seca [39]: 0,806 kg/L.

Tabla 23 Cálculo del volumen de cada componente del medio de cultivo a esterilizar y el volumen total que se necesita.

Componente	Masa [kg]	Volumen [L]
Algas	69	85,6
Agua	1163	1150
Volumen total [L]		1232,5

El volumen del equipo ( $V_{equipo}$ ) debe contemplar un 20% extra del volumen total ( $V_{total}$ ) para evitar derrames por formación de espumas. Además, el volumen de diseño ( $V_{diseño}$ ) se le añade un 10% extra de capacidad para considerar diferencias entre los volúmenes reales y los obtenidos a partir de supuestos.

De esta manera,

$$V_{equipo} = V_{total} \cdot 120\% \quad (3)$$

$$V_{equipo} = 1483 [L]$$

$$V_{diseño} = V_{equipo} \cdot 110\% \quad (4)$$

$$V_{diseño} = 1631 [L]$$

Pero no es recomendable buscar un equipo con este volumen exacto, por lo que el volumen finalmente será:

$$V_{autoclave} = 2000 [L]$$

Y teniendo un alto tres veces mayor que el diámetro del equipo, las dimensiones serían aproximadamente:

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 2000 \text{ L} \\ \text{Alto} &= 2,8 \text{ m} \\ \text{Radio} &= 0,5 \text{ m} \end{aligned}$$

Debido a que usar un autoclave implicaría comprar otro equipo, y es posible adquirir un fermentador que pueda llegar a la temperatura necesaria para esterilizar, esta etapa se realizará en el equipo de la etapa siguiente.

### A. 3. 3. Balance de energía

Para realizar el balance de energía se toman los siguientes datos:

- El supuesto de la temperatura de entrada del agua es de 15°C.
- La temperatura que alcanza el medio de cultivo en el interior de la autoclave es de 121°C.
- El tiempo que tomará en llegar a esa temperatura es de 30 minutos, luego se mantendrá a 121°C por otros 20 minutos más.
- El medio de cultivo tiene un Cp similar al del agua de mar, de 3,9 [kJ/kgK]

La ecuación del balance de energía es:

$$\left(\sum F_i \cdot C_{pi}\right) \cdot T_{in} - \left(\sum F_i \cdot C_{pi}\right) \cdot T_{out} + (-\Delta H_{rxn})(-r_{rxn})V + Q = 0 \quad (5)$$

Como en esta etapa no ocurre reacción y la composición de entrada y de salida se mantiene, la ecuación anterior queda:

$$Q = F \cdot C_p \cdot (T_{out} - T_{in})$$

Siendo:  $F = \frac{Masa}{tiempo} = \frac{1232 \text{ kg}}{0,5 \text{ h}} = 2465 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

F [kg/h] 2465

C<sub>p</sub> [kJ/kg K] 3.6

T<sub>in</sub> medio de cultivo [K] 288

T<sub>out</sub> medio de cultivo [K] 394

ΔT medio de cultivo [K] 106

**Q [MJ/h] 1017,3**

**Potencia [kW] 283**

### A. 4. Fermentación

El objetivo de esta etapa es que el hongo P. salina se reproduzca, utilizando de sustrato las algas recolectadas por la comunidad. Se lleva a cabo luego de la esterilización, esperando que la temperatura del medio de cultivo disminuya a 25°C.

#### A. 4. 1. Balance de masa

En la fermentación se identifican tres entradas y una salida en el sistema: ingresa el medio de cultivo, se añade la cantidad de extracto de levadura estimado en el Anexo A, y se inocula la *P. salina* según lo calculado en el Anexo A; y la salida corresponde al caldo de cultivo, como se puede apreciar en la Tabla 24.

Debido a que esta etapa se hará en el mismo equipo en el que se llevará a cabo la esterilización, el medio de cultivo esterilizado antes no lleva un número de corriente de entrada.

La composición de las corrientes se detalla en la Tabla 24. El detalle de la composición del Inóculo se encuentra en el Anexo A.

Tabla 24 Composición de las corrientes de entrada y salida de la etapa de fermentación.

Corrientes Entrada			Corrientes Salida		
Número	Descripción	Masa [kg]	Número	Descripción	Masa [kg]
-	Algas + Agua	1233	6	Caldo de cultivo	1239
4	Fuente de nitrógeno	6,9	7	Inóculo	125
5	Inóculo	125			

Para determinar la cantidad de micoproteína e hidrofobinas presentes en el caldo de cultivo, se calculan utilizando los rendimientos [12]:

- Rendimiento de biomasa a partir de sustrato: 0,5613 g/g
- Rendimiento de hidrofobinas por volumen de caldo de cultivo: 0,0214 mg/mL

Por lo que la composición del caldo de cultivo será:

Composición	Masa [Kg]	Porcentaje
Micoproteína	38,7297	2,84%
Hidrofobinas	0,029	0,002%
Otros	1326	97,16%

Para calcular el tiempo necesario para conseguir este rendimiento se debe determinar la velocidad de crecimiento de *P. salina* a partir del balance de masa:

$$F \cdot C_e - F \cdot C + \mu \cdot C \cdot V - \alpha \cdot C \cdot V = \frac{d(C \cdot V)}{dt} \quad (6)$$

- El sistema es batch, por lo que no hay entradas ni salidas al equipo.
- El volumen se mantiene constante en el tiempo ( $\frac{dV}{dt} = 0$ ).
- La muerte celular es despreciable.

Con lo que la ecuación 6 queda:

$$\mu \cdot C \cdot V = V \cdot \frac{dC}{dt} \quad (7)$$

Simplificando el volumen y despejando C:

$$C = C_0 \cdot e^{\mu t} \quad (8)$$

De lo que se obtiene:

$$t = \frac{1}{\mu} \ln \frac{C}{C_0} \quad (9)$$

$$\mu = \frac{1}{t} \ln \frac{C}{C_0} \quad (10)$$

Siguiendo los datos experimentales del crecimiento de este hongo en un medio con *Ulva sp.* [40] se estima la velocidad de crecimiento  $\mu$  ( ecuación 10) con la que se calculará el tiempo que tomará el crecimiento en las condiciones de este proyecto (utilizando ecuación 9).

Los datos experimentales que se tienen son:

t [días]	$\Delta C$ [g/L]	pendiente	$\mu$
0	0		
2	4,4	2,2	0,5
4	4,95	1,24	0,25
6	5,4	0,9	0,17

Se utiliza el mayor valor de  $\mu$ , que representa a la etapa de crecimiento exponencial del hongo, donde la muerte celular es despreciable. Con este  $\mu$ , la concentración de hongo al agregar el inóculo en el medio de cultivo, y la concentración final deseada, se tiene:

$$C_0 \text{ [g/L]} = 0,11$$

$$C \text{ [g/L]} = 28,5$$

$$t \text{ [días]} = 11,2$$

#### A. 4. 2. Dimensionamiento

Para determinar el volumen del equipo se utiliza la ecuación 2. Se desprecia el cambio en el volumen que produce la fuente de nitrógeno.

Componente	Masa [kg]	Volumen [L]
Algas	69	85,5
Agua	1163	1150
Inóculo	125	123,3
Volumen inicial [L]		1359

Aplicando las modificaciones de volumen según las ecuaciones 3 y 4, el equipo a comprar debe ser de al menos:

$$Volumen_{Fermentador} = 2000 L$$

Las dimensiones del fermentador deben cumplir una relación de 1:1 entre el diámetro y el alto del equipo, por lo que las medidas serían:

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 2000 L \\ \text{Alto} &= 1,37 m \\ \text{Radio} &= 0,68 m \end{aligned}$$

#### A. 4. 3. Balance de energía

Este equipo, además de requerir energía para la etapa de fermentación (Anexo A), necesita energía para agitar el cultivo durante la operación. Para esto se debe calcular el número de Reynolds (Re) para el equipo, el que se obtiene:

$$Re = \frac{N \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (11)$$

Una vez obtenido este valor, se relaciona gráficamente con el número de potencia (Np) que se define como:

$$Np = \frac{P \cdot g_c}{\rho \cdot N^3 \cdot D_i^5} \quad (12)$$

Teniendo Np se despeja la potencia:

$$P = \frac{\rho \cdot N^3 \cdot D_i^5 \cdot Np}{g_c} \quad (13)$$

$D_i$  corresponde al diámetro de las aspas, que equivale a 1/3 del diámetro del equipo. La velocidad de rotación de las aspas se estima a partir de las velocidades que puede alcanzar un fermentador del tamaño dimensionado [27].

N 2,5 rps  
 $D_i$  0,16 m  
 $\rho$  1011,7 kg/m<sup>3</sup>  
 $\mu$  0,17 kg/s·m

**Re = 4,E+03**

Este valor de Re se ubica en la Figura 11 con flecha verde lima, y con flecha roja se muestra la ubicación aproximada del Np asociado a este Re para el agitador número 1.

**Np = 6**

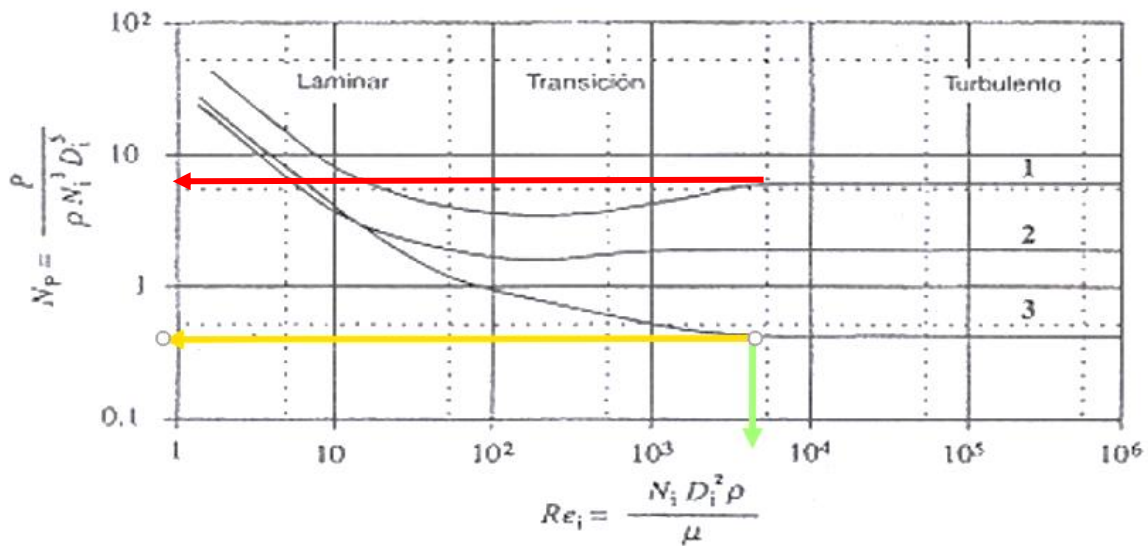


Figura 11 Correlación entre el número de Reynolds y el número de potencia para tres tipos de agitadores: 1, Turbina Rushton; 2, Canalete; 3, Hélice Marina.

Por lo que la potencia del agitador sería:

$$P = 5,9 \text{ kgfm/s}$$

$$P = 6,9 \text{ E-02 kW}$$

Sin embargo, esta potencia se ve disminuida debido a la aireación presente en la fermentación. Para esto se utiliza la relación:

$$\frac{P_G}{P} = \frac{Fa}{N \cdot D_i^3} = Na \quad (14)$$

Donde  $Fa$  es el flujo de aireación,  $P_G$  la potencia con gas y  $Na$  el número de aireación. Se considera que los fermentadores tienen un sistema de aireación de 1 volumen de aire por volumen de líquido por minuto, teniendo:

$$1 \text{ vvm} = \frac{Fa}{V_{\text{liquido}}} \quad (15)$$

Con estos datos, la nueva potencia de agitación es:

$$P_G = 0,04 \text{ kW}$$

Finalmente, se requiere estimar la energía que se debe añadir al sistema para mantener la temperatura constante. La energía de mantención se calcula como:

$$Q_{\text{mantencion}} = (\Delta H_{rxn}) + ws - Qp \quad (16)$$

Siendo  $ws$  el trabajo generado por la agitación,  $\Delta H_{rxn}$  es la energía de reacción (o de consumo del microorganismo) y  $Qp$ :

$$\dot{Q} = U A T_{LTMD} \quad (17)$$

A corresponde al área de la superficie de la chaqueta, la que se obtiene de las dimensiones del fermentador,  $T_{LTMD}$  se asume similar a la diferencia entre la temperatura a la que se debe mantener el fermentador (25°C) y la del promedio de la región en la temporada (13°C), y  $U$  se estima con la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{t_h}} + \frac{1}{h_h} + \frac{B}{k} + \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_{t_c}} \quad (18)$$

Donde h corresponden a coeficientes de transmisión de calor ( sufijos h= fluido caliente, c= fluido frío) y  $h_t$  factores de ensuciamiento; k es la conductividad térmica del acero inoxidable y B es el ancho de la pared, que se asume de 5 mm.

Reemplazando los datos, se obtiene:

$$U = 0,025 \left[ \frac{kW}{m^2K} \right]$$

$$Q_p = 1,78 [kW]$$

Y para estimar la energía de reacción se usa de guía la ecuación [7]:

$$\Delta H_{rxn} = -a \left[ \frac{mol_{O_2}}{mol_{sustrato}} \right] \cdot Consumo [g sustrato] \cdot \frac{1}{PM_{sustrato}} \left[ \frac{mol_{sustrato}}{g_{sustrato}} \right] \cdot 460 \left[ \frac{kJ}{mol_{O_2consumido}} \right] \quad (19)$$

Asumiendo que el consumo de oxígeno por mol de sustrato será similar al caso en el que el sustrato eran algas, se asumió que a sería de 9,99. El consumo se estima como la cantidad de azúcares presentes en las algas pardas, y se asume que el peso molecular será el mismo que el de la glucosa. De esta manera, la energía de reacción es:

$$\Delta H_{rxn} = -3,5 [kW]$$

Así, el calor necesario para mantener la temperatura es  $-Q_{mantención}$ :

$$Q = 5,27 [kW]$$

## A. 5. Recuperación

Esta etapa tiene el objetivo de separar la micoproteína del resto del caldo de cultivo como se muestra en la Figura 5. Esto se logra mediante el uso de una centrífuga, en particular, una centrífuga tubular.

### A. 5. 1. Balance de Masa

Los supuestos necesarios para el balance de masa son:



- El flujo 8 estará compuesto por un 20% de micoproteína y un 80% de agua.
- La eficiencia de la centrífuga será de un 80%, es decir, un 80% de la micoproteína en el flujo 6 será la que terminará en el flujo 8.

Por lo que la composición de micoproteína será:

$$\text{Micoproteína}_{\text{Flujo}_6} \cdot 0,8 = 0,2 \cdot \text{Flujo}_8$$

$$\text{Flujo}_8 = 140,7 \text{ kg}$$

Con:

Corriente	Componente	Porcentaje
8	Micoproteína	20%
	Otros	80%

### A. 5. 2. Dimensionamiento

Se determinan las dimensiones del equipo utilizando la ecuación:

$$Q = v_g \cdot \left( \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot R^2 \cdot \Omega^2}{g} \right) = v_g \cdot \Sigma_{\text{Tubular}} \quad ( 20 )$$

Siendo R:

$$R = \frac{R_3 + R_1}{2}$$

Con R<sub>3</sub> el radio de la centrífuga y R<sub>1</sub> el radio nivel líquido.

De la ecuación 14 se tiene que:

$$Q = v_g \cdot \Sigma_{\text{Tubular}}$$

$$\Sigma_{\text{Tubular}} = \frac{Q}{v_g}$$

Q es el flujo volumétrico que ingresa a la centrífuga. Como el proceso productivo es Batch, el flujo se determina por el tiempo de operación del equipo. Debido a que solo se requieren unos 15 minutos de centrifugación para lograr la separación [12]:

$$Q = \frac{\text{Volumen}}{\text{tiempo}} = \frac{1359 \text{ L}}{900 \text{ s}} = 1,51 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,00151 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Y v<sub>s</sub> es la velocidad de sedimentación de las partículas, la que obtuvo Catalina Landeta de manera experimental:

$$v_s = 7,63 \times 10^{-6} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Obteniendo:

$$\Sigma_{Tubular} = \frac{Q}{v_g} = \frac{1,51 \times 10^{-3} m^3/s}{7,63 \times 10^{-6} m/s} = 197,84 m^2 = 1,98 \times 10^8 mm^2$$

La velocidad de rotación angular  $\Omega$  se determina por comparación de equipos con capacidad de flujos similares [28]:

$$\Omega = 2840 \text{ rpm} = 297,4 \text{ rad/s}$$

Usando de guía los equipos consultados para la rotación angular, se estimó un largo del equipo L de 700 mm se obtuvo que:

$$R^2 = 4989 \text{ mm}^2$$

Los valores de  $R_3$  y  $R_1$  se obtuvieron variando  $R_3$  de manera que  $R_1$  tuviera un valor menor y que fuera congruente con las características del equipo.

Los valores utilizados durante el proceso se muestran en la Tabla 25, donde se presentan en negrita las dimensiones obtenidas.

Tabla 25 Datos utilizados para el cálculo de dimensiones de centrífuga tubular

Símbolo		Valor	Unidades de medida
Q	Flujo	1,5,E-03	[m <sup>3</sup> /s]
$v_g$	Velocidad de sedimentación	7,6,E-06	[m/s]
$\Sigma$		1,98,E+08	[mm <sup>2</sup> ]
$\Omega$	Velocidad rotación angular	297,404	[rad/s]
g	Gravedad	9810	[mm/s <sup>2</sup> ]
<b>L</b>	<b>Largo</b>	<b>700</b>	<b>[mm]</b>
$R^2$		4989	[mm <sup>2</sup> ]
<b>R<sub>1</sub></b>	<b>Radio nivel líquido</b>	<b>41,2</b>	<b>[mm]</b>
<b>R<sub>3</sub></b>	<b>Radio centrífuga</b>	<b>100</b>	<b>[mm]</b>

### A. 5. 3. Balance de energía

La potencia del equipo se obtiene utilizando la ecuación:

$$P = \alpha \cdot Q \cdot (\Omega \cdot R)^2 \quad ( 21 )$$

Donde  $\alpha$  es una constante asociada al tipo de centrífuga. Este calor se estimó a partir de las características de una centrífuga conocida (Modelo GQ(F)L125 [28]):

Potencia	4,7	kW
$\Omega$	15000	RPM
	1570,8	rad/s
R	125	mm
	0,13	m
Flujo máximo	2200	Kg/h
	0,61	Kg/s
$\Omega \cdot R$	196,3	m/s
$(\Omega \cdot R)^2$	38553,1	m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
$\alpha = 0,2$		

Una vez obtenido  $\alpha$  se aplica la ecuación 15, obteniendo:

$$P = 243,6 \text{ W} = 0,24 \text{ kW}$$

## A. 6. Secado

### A. 6. 1. Dimensionamiento

Para el dimensionamiento del Secador *Spray* se siguió el procedimiento detallado en la tesis de L. A. Martínez titulada "dimensionamiento y simulación de un secador por aspersión de nivel piloto" y se usó de referencia el trabajo de título de C. Correa titulado "diseño conceptual de una planta productora de *Yarrowia lipolytica* para su uso como proteína unicelular".

El procedimiento se divide en 4 pasos:

1. Cálculo de la humedad del aire a la salida de la cámara de secado para conocer la humedad relativa.
  - La humedad relativa debe ser menor o igual a la humedad de equilibrio del producto (10%) para que el secador cumpla su función.
2. Cálculo del diámetro de la gota asperjada, diámetro, humedad y temperatura críticos.
3. Cálculo del tiempo de secado y tiempo de viaje desde la entrada al borde de la cámara.

- El tiempo de secado debe ser menor al tiempo de viaje.
4. Cálculo de las dimensiones.

### **Cálculo de humedad relativa**

Primero se escriben las ecuaciones de balance de masa y balance de energía del sistema:

$$F_m \cdot (h_{s1} - h_{s2}) = G_m \cdot (H_{a2} - H_{a1}) \quad ( 22 )$$

$$Fm \cdot (X_1 - X_2) = G_m \cdot (Y_2 - Y_1) \quad ( 23 )$$

Siendo:

$X_1$ : humedad de la gota en la entrada [ $\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{sólido}}$ ]

$X_2$ : humedad de la gota en la salida [ $\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{sólido}}$ ]

$Y_1$ : humedad del aire en la entrada [ $\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{gas}}$ ]

$Y_2$ : humedad del aire en la salida [ $\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{gas}}$ ]

$h_{s1}$ : entalpía del sólido a la entrada de la cámara [ $\text{J}/\text{kg}$ ]

$h_{s2}$ : entalpía del sólido a la salida de la cámara [ $\text{J}/\text{kg}$ ]

$H_{a1}$ : entalpía del aire a la entrada de la cámara [ $\text{J}/\text{kg}$ ]

$H_{a2}$ : entalpía del aire a la salida de la cámara [ $\text{J}/\text{kg}$ ]

Por otra parte, las ecuaciones de las entalpías son:

$$h_{s1} = (1 - X_1) \cdot C_{pss} \cdot (T_{s1} - T_0) + X_1 \cdot C_{pw} \cdot (T_{s1} - T_0) \quad ( 24 )$$

$$h_{s2} = (1 - X_2) \cdot C_{pss} \cdot (T_{s2} - T_0) + X_2 \cdot C_{pw} \cdot (T_{s2} - T_0) \quad ( 25 )$$

$$H_{a1} = (C_{pa} \cdot (1 - Y_1) + C_v \cdot Y_1) \cdot (T_{a1} - T_0) + \lambda_0 \cdot Y_1 \quad ( 26 )$$

$$H_{a2} = (C_{pa} \cdot (1 - Y_2) + C_v \cdot Y_2) \cdot (T_{a2} - T_0) + \lambda_0 \cdot Y_2 \quad ( 27 )$$

Se toman como supuestos:

- La humedad de la gota a la entrada ( $X_1$ ) es de 0,8 [ $\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{sólido}}$ ]

- La humedad de la gota a la salida ( $X_2$ ) debe ser de 0,1 [kg<sub>agua</sub>/kg<sub>sólido</sub>]
- La humedad del aire en la entrada ( $Y_1$ ) es del 0,01 [kg<sub>agua</sub>/kg<sub>gas</sub>]
- La temperatura del aire a la entrada de la cámara ( $T_{a1}$ ) debe ser de 75°C (348,15 K)
- La temperatura de referencia es 273,15 K
- La temperatura del sólido en la entrada de la cámara es de 4°C (277,15 K) que es la temperatura de salida de la centrífuga
- La temperatura del sólido a la salida de la cámara es de 60°C, que es la temperatura a la que debe ser secada la micoproteína para evitar alteraciones en la calidad del producto [3]
- La temperatura del aire a la salida de la cámara ( $T_{a2}$ ) será 10°C superior a la temperatura del sólido a la salida, es decir, 70°C

Con esta información se puede obtener la humedad del aire a la salida, despejando  $G_m$  en las ecuaciones 16 y 17, igualándolas, reemplazando  $H_{a2}$  por la ecuación 21 y despejando  $Y_2$ , con lo que se obtiene:

$$Y_2 = \frac{[H_{a1} - C_{pa} \cdot (T_{a2} - T_0)] \cdot (X_1 - X_2) + Y_1 \cdot (h_{s2} - h_{s1})}{h_{s2} - h_{s1} + [C_v \cdot (T_{a2} - T_0) + \lambda_0] \cdot (X_1 - X_2)} \quad (28)$$

Los valores obtenidos fueron:

$$\begin{aligned} h_{s1} &= 29127,2 && \text{J/kg} \\ h_{s2} &= 217580 && \text{J/kg} \\ H_{a1} &= 96691,8 && \text{J/kg} \\ Y_2 &= 0,0103 \\ H_{a2} &= 87186,26 && \text{J/kg} \end{aligned}$$

Luego se calcula la humedad relativa utilizando la ecuación:

$$\%HR = \frac{P_A}{P_0} \cdot 100 \quad (29)$$

Donde  $P_A$  es la presión parcial del agua y  $P_0$  la presión del vapor de agua a la temperatura del aire de salida.

Las presiones se calculan con:

$$\log P_0 = A_A - \frac{B_A}{T_{a2} + C_A} \quad (30)$$

Siendo  $A_A$ ,  $B_A$  y  $C_A$  constantes de Antoine,

$$P_A = \frac{Y_2 \cdot P_t \cdot M_B}{M_A + Y_2 \cdot M_B} \quad ( 31 )$$

Siendo  $P_t$  la presión de trabajo en terreno,  $M_A$  peso molecular del aire y  $M_B$  peso molecular del agua.

$$\begin{aligned} \log P_0 &= 4,9 \\ P_0 &= 87957,5 \quad [\text{torr}] \\ P_0 &= 11726489,6 \quad [\text{Pa}] \\ P_A &= 1658,4 \quad [\text{Pa}] \end{aligned}$$

$$\%HR = 0,014$$

Este porcentaje es menor con la humedad de equilibrio del sólido, por lo que el secado es factible. De este modo, se procede a calcular el flujo de gas necesario utilizando la ecuación 2:

$$G_m = 0,77 \frac{kg}{s}$$

### ***Cálculo del diámetro de la gota asperjada, diámetro crítico, humedad y temperatura críticos***

Para calcular el diámetro de la gota obtenida de la aspersión, se utilizan distintas correlaciones que dependen de las características del aspersor. En este caso, se escoge un aspersor rotatorio de diámetro entre 5 y 15 centímetros, por lo que la correlación corresponde a:

$$D_{vs} = 5240 \cdot M_p^{0,171} \cdot (\pi \cdot D_r \cdot N)^{0,537} \cdot \mu_s^{-0,017} \quad ( 32 )$$

Donde  $M_p$  es el flujo másico de alimentación por paleta del atomizador:

$$M_p = \frac{F}{h_p \cdot n_p} \left[ \frac{g}{s \cdot cm} \right] \quad ( 33 )$$

$$M_p = 0,039 \left[ \frac{g}{s \cdot cm} \right] ; D_{vs} = 22,21 [\mu m]$$

Con estos valores, se procede a calcular el diámetro dentro del que se encuentra el 95% de las gotas asperjadas:

$$D_{95} = 1,4 \cdot D_{vs} \quad ( 34 )$$

Con lo que se obtiene el diámetro crítico (diámetro que permanece constante):

$$D_c = D_{95} \cdot \left[ \frac{\rho_s}{\rho_{ss}} \cdot \frac{1 + X_2}{1 + X_1} \right]^{\frac{1}{3}} \quad ( 35 )$$

$$D_c = 26,38 [\mu m]$$

Una vez obtenido el diámetro crítico, se procede a calcular la humedades absolutas de la gota y del aire en el punto crítico ( $X_c$ ,  $Y_c$ ). Para esto se requiere calcular la humedad removida de la gota ( $a_r$ ) y la humedad que queda en la gota ( $a_p$ ):

$$a_r = \frac{\pi}{6} \cdot (D_{95}^3 - D_c^3) \cdot \rho_w \quad ( 36 )$$

$$a_p = \frac{\pi}{6} \cdot D_{95}^3 \cdot X_{1h} \cdot \rho_s - a_r \quad ( 37 )$$

Donde  $X_{1h}$  es la humedad de la gota en base húmeda en la entrada de la cámara:

$$X_{1h} = \frac{1}{X_1 + 1} = 0,44 \left[ \frac{kg_{agua}}{kg_{sólido húmedo}} \right] \quad ( 38 )$$

Luego:

$$a_r = 6,11 \times 10^6 ; a_p = 1,67 \times 10^6$$

Con estos datos se pueden determinar  $X_c$  e  $Y_c$  con las ecuaciones( 39( 40 respectivamente:

$$X_c = \frac{a_p}{\left( \frac{\pi \cdot D_{95}^3}{6} \right) \cdot C_{alim}} \quad ( 39 )$$

$$Y_c = Y_1 + \frac{F_m \cdot (X_1 - X_c)}{G_m} \quad ( 40 )$$

Obteniendo:

$$X_c = 0,48 \left[ \frac{kg_{agua}}{kg_{sólido\ seco}} \right]$$

$$Y_c = 0,026 \left[ \frac{kg_{agua}}{kg_{gas}} \right]$$

Finalmente se calcula las entalpías de los sólidos y la del aire en el punto crítico ( $h_{sc}$  y  $H_{ac}$ ) para determinar la temperatura en el punto crítico:

$$h_{sc} = C_{pss} \cdot (T_{sc} - T_0) + X_c \cdot (T_{sc} - T_0) \quad (41)$$

$$H_{ac} = \frac{F_m \cdot (h_{s1} - h_{sc})}{G_m} + H_{a1} \quad (42)$$

$$T_{ac} = \frac{H_{ac} - \lambda_0 \cdot Y_c}{C_{pa} + C_v \cdot Y_c} + T_0 \quad (43)$$

$$h_{sc} = 3,93 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$H_{ac} = 97,9 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$T_{ac} = 30,44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Estos valores serán necesarios para la siguiente etapa, que es el cálculo del tiempo de secado.

### **Cálculo del tiempo de secado y tiempo de viaje**

El tiempo de secado se conforma por dos periodos: secado a velocidad constante ( $t_c$ ) y secado a velocidad decreciente ( $t_d$ ), siendo el tiempo total de secado la suma de ambos.

Estos tiempos se calculan:

$$t_c = \frac{\lambda_{bh} \cdot \rho_w}{8 \cdot \Delta T_{ml1} \cdot k_d} \cdot (D_{95}^2 - D_c^2) \quad (44)$$

$$t_d = \frac{\lambda_{bh} \cdot D_c^2 \cdot \rho_{ss}}{12 \cdot \Delta T_{ml2} \cdot k_d} \cdot (X_c - X_2) \quad (45)$$



Donde  $k_d$  corresponde a la conductividad térmica de la película de aire que rodea a la gota, mientras que los  $\Delta T_{ml}$  son las temperaturas medias logarítmicas:

$$k_d = -3 \times 10^{-8} \cdot T^2 + 8 \times 10^{-5} \cdot T + 0,0241 \quad (46)$$

$$\Delta T_{ml1} = \frac{(T_{a1} - T_{s1}) - (T_{ac} - T_{sc})}{\ln\left(\frac{T_{a1} - T_{s1}}{T_{ac} - T_{sc}}\right)} \quad (47)$$

$$\Delta T_{ml2} = \frac{(T_{ac} - T_{sc}) - (T_{a2} - T_{s2})}{\ln\left(\frac{T_{ac} - T_{sc}}{T_{a2} - T_{s2}}\right)} \quad (48)$$

De esto se obtiene:

$$k_d = 0,047 \left[ \frac{J}{s \cdot m \cdot K} \right]$$

$$\Delta T_{ml1} = 29,55 [K]$$

$$\Delta T_{ml2} = 18 [K]$$

$$t_c = 0,06 [s]$$

$$t_d = 0,07 [s]$$

$$t_T = 0,13 [s]$$

Por lo que demoraría poco más de una décima de segundo en secarse la gota.

Lo siguiente es calcular la velocidad de viaje de la gota, para comprobar que logre secarse antes de llegar al final de la cámara. La velocidad de viaje se divide en tres componentes: velocidad axial ( $V_{V0}$ ), radial ( $V_{r0}$ ) y tangencial ( $V_{t0}$ ). La velocidad axial se considera despreciable por el funcionamiento del equipo, por lo que se deberían calcular las velocidades:

$$V_{t0} = \pi \cdot D_r \cdot N \quad (49)$$

$$V_{r0} = \left( \frac{\rho_s \cdot Q_v^2 \cdot \omega^2 \cdot \frac{D_r}{2}}{3 \cdot \mu_s \cdot h_p^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (50)$$

Donde  $Q_v$  es la alimentación volumétrica por paleta y  $\omega$  la velocidad angular del atomizador:

$$Q_v = F_m \cdot \rho_s \cdot N_p \quad ( 51 )$$

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot N \quad ( 52 )$$

Reemplazando se obtiene:

$$Q_v = 0,0004 \left[ \frac{m^3}{s} \right]$$

$$\omega = 5234 \left[ \frac{rad}{s} \right]$$

$$V_{r0} = 1896,44 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$V_{t0} = 130,85 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

Finalmente, la velocidad de la gota es:

$$V_{gota} = \sqrt{V_{t0}^2 + V_{r0}^2} \quad ( 53 )$$

$$V_{gota} = 1900,95 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

### ***Cálculo de dimensiones***

Se calculan las dimensiones asumiendo que el tiempo de viaje será el mismo que el tiempo de secado, implicando que las gotas se secan justo antes de tocar las paredes.

Primero se calcula el radio de la cámara de secado siguiendo la ecuación:

$$R_{cámara} = \left[ t_T \cdot 2,4 \cdot V_{gota} \cdot \left( b \cdot \frac{D_r}{s} \right)^{\frac{1}{2}} \right]^{\frac{1}{2}} + \frac{D_r}{4} \quad ( 54 )$$

Donde b es la anchura de un chorro con la misma velocidad angular que la alimentación:

$$b = \frac{f}{\rho_{a2} \cdot 2 \cdot \pi \cdot \frac{D_r}{2} \cdot V_{gota}} \quad ( 55 )$$

Con  $\rho_{a2}$  la densidad de la mezcla a la salida de la cámara:

$$\rho_{a2} = \frac{1 + Y_2}{V_{h2}} \quad ( 56 )$$

Y con  $V_{h2}$  el volumen húmedo de la mezcla a la salida de la cámara:

$$V_{h2} = 8315 \cdot \left( \frac{1}{M_B} + \frac{Y_2}{M_A} \right) \cdot \frac{T_{a2}}{P_t} \quad ( 57 )$$

Resolviendo se obtiene:

$$b = 1,2 \times 10^{-6} \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$\rho_{a2} = 1,06 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$V_{h2} = 0,85 \left[ \frac{m^3}{kg_{gas}} \right]$$

$$R_{cámara} = 0,33[m]$$

Luego, el diámetro de la cámara es:

$$D_{cámara} = 0,67[m]$$

### A. 6. 2. Balance de Energía

El flujo de calor necesario para secar la alimentación corresponde a:

$$Q_{secado} = G_m \cdot C_{s1} \cdot (T_{a1} - T_{a2}) \quad ( 58 )$$

Aplicando los valores obtenidos en las etapas anteriores, se tiene que el calor necesario es:

$$Q_{secado} = 7,93[kW] \quad ( 59 )$$

## A. 7. Homogeneización

El homogeneizador corresponde al mismo equipo que se utiliza para la molienda de algas secas. Se propone una chancadora que se utiliza para hacer harinas [26], que tiene una potencia de 2,2 kW y una capacidad de flujo de entre 60 y 250 kg/h.

La micoproteína seca que viene de la etapa anterior es 32 kg aproximadamente, por lo que, si se opera el equipo a una capacidad cercana a 100 kg/h, el proceso demoraría un tiempo cercano a los 20 minutos.

### **A. 8. Extracción de Hidrofobinas**

El objetivo de esta etapa es separar el caldo de cultivo en dos productos: hidrofobinas y bioestimulante. Esto se logra mediante agitación del líquido, fomentando la formación de espuma característica de las hidrofobinas.

#### *A. 8. 1. Balance de Masa*

Para determinar cuánto líquido se distribuye a cada producto, se tomaron estimados a partir de los resultados experimentales previamente obtenidos [12]:

- De 250 ml de caldo de cultivo se obtuvo 500 ml de espuma y 30 ml no formó espuma.
  - Un 88% del caldo de cultivo forma espuma
    - 220 ml del caldo de cultivo inicial aumenta su volumen a 500 ml al airearse.
  - El volumen total después de agitar el caldo es de 530 ml, aumentando a 212% del volumen inicial.
- Se asume que la densidad del caldo de cultivo es de 1,011 kg/L
- La eficiencia de separación será de un 95%, por lo que la espuma contiene un 95% de las hidrofobinas totales.

La corriente de entrada (corriente número 9) es de 1098 kg de caldo de cultivo. Como un 88% de esta entrada se hace espuma, la corriente con hidrofobinas será de 966,8 kg, y el resto será bioestimulante.

Por otra parte, la corriente de hidrofobinas tendrá 0,22 kg en vez de los 0,23 kg de hidrofobinas estimados por rendimiento de la fermentación.

La distribución de los flujos obtenidos de esta etapa se muestra en la Tabla 26.

Tabla 26 Corrientes de entrada y salida al Mixer-Settler

Corrientes de entrada			Corrientes de salida		
Número	Descripción	Masa [kg]	Número	Descripción	Masa [kg]
9	Caldo de cultivo	1098,6	12	Hidrofobinas	966,8
			13	Bioestimulante	131,8

### A. 8. 2. Dimensionamiento

Se asume que el volumen se duplica al agitarse, y se toma en cuenta un factor de seguridad de 3, por lo que el volumen del equipo será:

$$V_M = V_{agitado} \cdot Factor_{seguridad} = V_{inicial} \cdot 2 \cdot 3 \quad ( 60 )$$

$$V_M = Masa_{corriente} \cdot \frac{6}{densidad} = 6515,6 [L]$$

Redondeando, se requieren 7000 L para todo el proceso. Pero esta etapa es continua, a diferencia de etapas anteriores. Tanques agitados aptos para esta etapa tienen una capacidad de 1000 L/h [30], por lo que en 7 horas estaría listo el proceso.

El equipo sería de un volumen de 1000L, asumiendo una relación de 3:1 entre la altura y el diámetro del equipo, sus dimensiones serían de 2,26 m de alto y 0,75 de diámetro.

Para dimensionar el Settler del equipo, se toma en cuenta que un 94% del volumen final es espuma, y el 6% restante es líquido bioestimulante. Por esto, el volumen de la sección del settler debe ser dividido en una parte superior que corresponderá al 94% del volumen total. Si el settler tiene forma similar a una cañería rectangular, con un alto total igual al del mixer (2,26 m), con un ancho de un tercio del diámetro (0,25 m) y un largo de 1,15 para ambos sectores; la relación entre las alturas será la misma que la de los volúmenes.

De esta manera, se hará una división dejando 0,13 m de altura en la sección inferior y 2,13 m en la sección superior.

### A. 8. 3. Balance de Energía

La energía que se requiere en este equipo es la potencia del agitador necesario para formar la espuma. El proceso de cálculo es el mismo que en el Anexo A, excluyendo la aireación.

En este caso, el agitador es de hélice marina, por lo que, con un Re de  $1 \times 10^6$  y un  $N_p$  de 0,4, la potencia es de 1,82 kW.

## Anexo B: Carta Gantt del proceso productivo

Debido a que el tiempo de operación del fermentador es de algo más de 11 días mientras que los demás equipos se usan durante tiempos del orden de minutos, es más fácil visualizar el proceso productivo completo en una escala de tiempo de días. Como se puede ver en la Figura 12, un ciclo completo toma en 14 días en completarse, dependiendo principalmente de los 12 días que toma la fermentación y que la molienda de algas y la homogeneización no pueden realizarse durante el mismo día, puesto que dependen del mismo equipo.

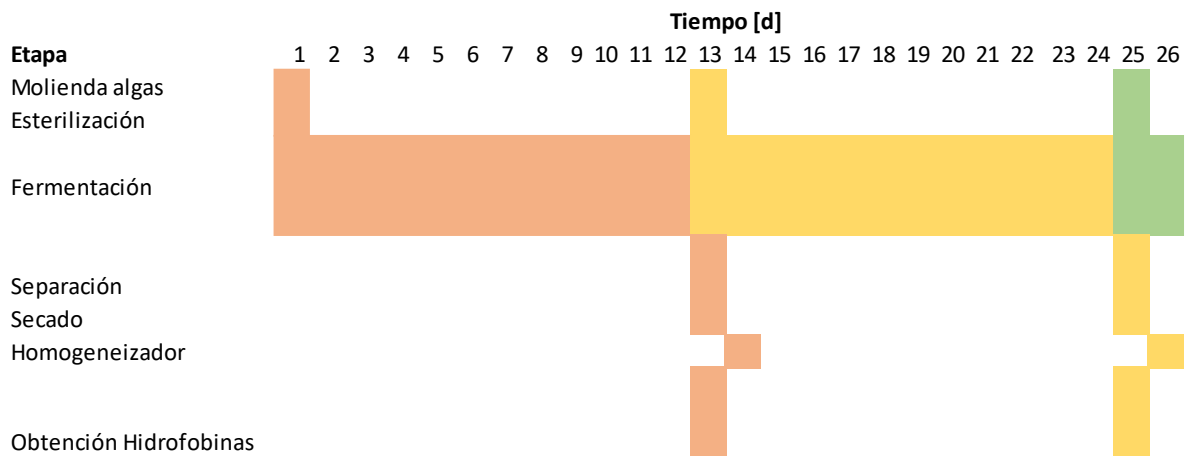


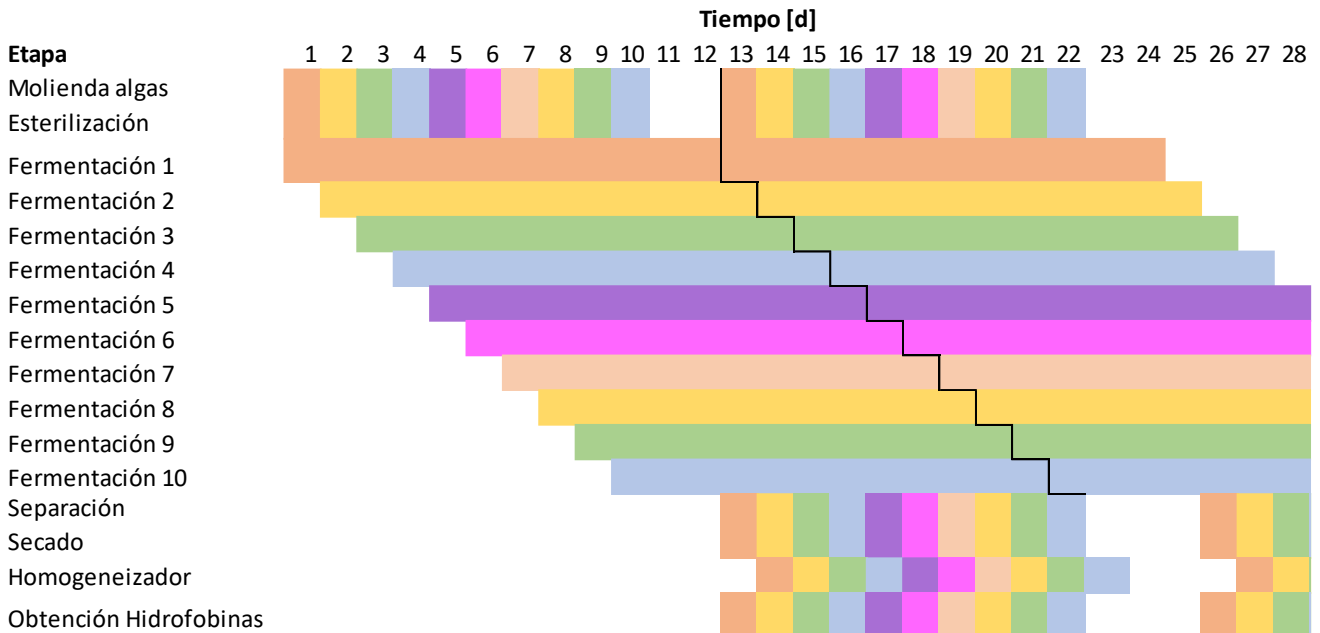
Figura 12 Carta Gantt del proceso productivo representando dos ciclos del proceso productivo

El tiempo total del proceso productivo se podría calcular usando la ecuación:

$$Tiempo = (n_{ciclos} \cdot 12) + 2 \quad (61)$$

Siendo el tiempo de una temporada de 8 ciclos igual a 98 días, lo que sería aproximadamente 3 meses y dos semanas.

## B. 1. Carta Gantt al aumentar los fermentadores



## Anexo C: Análisis económico

### C. 1. Cotizaciones de equipos

Para obtener los precios de los equipos, se debe hacer un ajuste dimensional entre los equipos requeridos y los equipos encontrados en las cotizaciones. Para esto, se buscó el equipo más parecido en dimensiones, y luego se aplicó el ajuste dado por la ecuación ( 62 ):

$$P_{C_{diseño}} = P_{C_{ref}} \cdot \left( \frac{C_{diseño}}{C_{ref}} \right)^n \quad ( 62 )$$

Donde P son los precios, y C son las dimensiones características del equipo. El valor n es una constante asociada a los distintos equipos existentes. En el caso de ser desconocido el n, se asume de 0,6 [25].

El precio del dólar se fijó en 750, aunque en estos últimos días ha ido en aumento, por lo que será un tema para tener en cuenta en el futuro.

Además, a las importaciones se les estima un coste de fletes y seguros de un 25% adicional al precio original.

Los resultados de los cálculos se encuentran en la **iError! No se encuentra el origen de la referencia..**

Tabla 27 Equipos y los parámetros necesarios para calcular sus respectivos precios.

Equipo	Dimensión característica	Valor	Dimensión equipo cotizado	Precio cotizado [USD]	n	Precio sin costos de envío [USD]	Precio sin costos de envío [CLP]	Precio equipo [USD]	Precio equipo [CLP]
Chancadora	Producción [kg/h]	100					500.000	733	550.000
Fermentador	Volumen [L]	2000	5000	19.800	0,6	11.426		11.426	8.569.637
Centrífuga Tubular	Diámetro tambor [mm]	100	124	4.500	0,5	4.050		5.062	3.796.708
Secador Spray	H [mm]	1000	1300	8.000	0,6	6.836		8.545	6.408.758
Mixer-Settler	Flujo [L/h]	1000				6.500		8.125	6.093.750
								Total [CLP]	25.418.853

## C. 2. Consumos

Los consumos se calculan estimando un precio por unidad de venta del insumo y multiplicándolo por la cantidad requerida en un año de operación. Los cálculos se pueden observar en la Tabla 28.

Tabla 28 Consumos calculados para el proceso productivo.

DESCRIPCIÓN	Consumo unitario		Consumo anual		Tarifas		Costo anual	
	Valor	Unidades	Valor	Unidades	Valor	Unidades	Valor	Unidades
<b>Insumos</b>								
Algas	69	kg/ciclo	552	kg/año	200	CLP/kg	110.400	CLP
Agua potable	583,5	L/ciclo	5	m <sup>3</sup> /año	638	CLP/m3	2.976	CLP
Inóculo	125	L/ciclo	125	L/año	168	CLP/L	21.001	CLP
Fuente de nitrógeno	6,90	kg/ciclo	55	kg/año	75	CLP/kg	4.140	CLP
HCl	4,E-04	kg/ciclo	3,E-03	kg/año	290.223	CLP/kg	973	CLP
<b>Electricidad</b>	1738,77	kWh/ciclo	13910	kWh/año	28	CLP/kWh	387.051	CLP



### **C. 3. Dotación**

Para la dotación se estima que son necesarios al menos dos operarios y un jefe de operaciones que trabajen durante 4 meses al año (con una paga estimada por 5 meses).

Los operarios tienen de requisito mínimo el haber terminado enseñanza media, siendo deseable que haya estudiado en un liceo o escuela politécnica relacionada a operación de maquinarias. El sueldo será de \$480.000 CLP, siendo un total anual de \$4.800.000 entre los dos operarios.

En el caso del jefe de operaciones, es deseable que tenga una ingeniería en ejecución relacionada al área productiva. Es necesario que tenga algo de experiencia con industria, debido a que se encontrará a cargo de la planta será quien responda ante eventualidades y deba hacerse responsable. A pesar de esto, el proceso productivo es sencillo. El sueldo sería de \$800.000 CLP, sumando un total de \$4.000.000 en el año.

### **C. 4. Precios de productos**

#### *C. 4. 1. Micoproteína*

Este producto no se encuentra en el mercado chileno, por lo que la determinación de este precio está basada en supuestos y no en cálculos directos.

Alimentos de ave de corral pueden llegar a valer \$700 el kilo [41] con un 14% de proteína, implicando que las micoproteínas podrían venderse a unos \$2500 el kilo, al poseer 48% de proteína [12].

Por otro lado, la harina de cochoyuyo, un producto menos elaborado que lo que se realiza en este proceso productivo, puede tener un precio de \$18.000 CLP por kg [42]. Este producto es de consumo humano, por lo que se puede estimar que el precio de la micoproteína para animales de corral puede ser menor.

Es por este motivo que se propone un precio de \$5.000 CLP por kg de micoproteína, teniendo en consideración que este precio puede ser mayor.

#### *C. 4. 2. Hidrofobinas*

Al igual que en el caso anterior, no existe información respecto al mercado de hidrofobinas en Chile. Lo más cercano que se puede acceder es a la venta de hidrofobinas con pureza del 98% como insumo de laboratorio, donde 1mg de producto vale \$604.000 CLP [43].

Mediante proporción directa, se determina que con una concentración del 0,003% de hidrofobinas (lo que tiene el producto final de este proceso), el precio por 1 kg es de \$18.759.245. Debido a que este producto debe ser sometido por más etapas de purificación para llegar a concentraciones como las del producto de laboratorio, se estima que el precio de venta deberá ser menor a ese calculado, siendo propuesto el de \$17.500.000 CLP por kg de producto.

#### *C. 4. 3. Bioestimulante*

Este producto se compara con un bioestimulante de algas que ya existe en el mercado, de marca *kelpak*. El producto cotizado es de 1L y tiene un precio de \$17.990 CLP [44]. Este producto debe disolverse para poder utilizarse en los cultivos, siendo una de las sugerencias el agregar 300 mL del producto a 1 litro de agua.

El producto obtenido en el proceso productivo no requiere ser disuelto, por lo que se estima que el precio de 1 kg de bioestimulante tendría un precio de \$4.044 CLP en comparación con la competencia. Es por eso que se sugiere un precio de venta de \$4.000 CLP por kg.

## C. 5. Flujo de caja

Tabla 29 Flujo de caja caso base

Factores	AÑO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por ventas	-	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698	9.541.698
(-) OPEX	-	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914	-11.339.914
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.734.412
(-) Depreciaciones	-	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412
(-) Pérdidas ejercicio anterior	-	0	-3.532.628	-7.065.256	-10.597.885	-14.130.513	-17.663.141	-21.195.769	-24.728.398	-28.261.026	-31.793.654
(=) Utilidad antes de Impuesto	0	-3.532.628	-7.065.256	-10.597.885	-14.130.513	-17.663.141	-21.195.769	-24.728.398	-28.261.026	-31.793.654	-33.591.870
(-) Impuesto (27%)	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad después de Impuesto	0	-3.532.628	-7.065.256	-10.597.885	-14.130.513	-17.663.141	-21.195.769	-24.728.398	-28.261.026	-31.793.654	-33.591.870
(+) Depreciaciones	-	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412
(-/+ ) Ganancias/pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-1.734.412
(+) Pérdida ejercicio anterior	-	0	3.532.628	7.065.256	10.597.885	14.130.513	17.663.141	21.195.769	24.728.398	28.261.026	31.793.654
<b>(=) Flujo de caja Operacional</b>	<b>0</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>
(-) Inversiones (CAPEX)	-65.040.450	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(-) IVA de la inversión	-12.357.685	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del IVA de la inversión	-	12.357.685	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Valor Residual de los activos	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13.875
(-) Capital de trabajo	-2.834.979	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del Capital de Trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.834.979
<b>(=) Flujo de Capitales</b>	<b>-80.233.113</b>	<b>12.357.685</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>2.848.854</b>
<b>Flujo de caja Neto</b>	<b>-80.233.113</b>	<b>10.559.469</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>-1.798.216</b>	<b>1.050.638</b>
<b>VAN ANUAL</b>	<b>-80.233.113</b>	<b>9.599.517</b>	<b>-1.486.129</b>	<b>-1.351.026</b>	<b>-1.228.206</b>	<b>-1.116.551</b>	<b>-1.015.046</b>	<b>-922.769</b>	<b>-838.881</b>	<b>-762.619</b>	<b>405.066</b>
<b>VAN (CLP)</b>	<b>-78.949.758</b>										
<b>TIR</b>	<b>#¡NUM!</b>										
<b>Payback</b>											
<b>Datos</b>	<b>Valor</b>										
Precio micoproteína [CLP/kg]	5.000										
Producción anual [kg]	250										
Precio hidrofobina [CLP/kg]	17.500.000										
Producción anual [kg]	0,23										
Precio bioestimulante [CLP/kg]	4.000										
Producción anual [kg]	1.055										
Tasa de retorno (r)	10,00%										

Tabla 30 Flujo de caja caso base mejorado

Factores	AÑO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por ventas	-	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396	19.083.396
(-) OPEX	-	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293	-12.772.293
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.734.412
(-) Depreciaciones	-	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412	-1.734.412
(-) Pérdidas ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad antes de Impuesto	0	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	4.576.691	6.311.103
(-) Impuesto (27%)	-	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.235.707	-1.703.998
(=) Utilidad después de Impuesto	0	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	3.340.984	4.607.105
(+) Depreciaciones	-	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412	1.734.412
(-/+ ) Ganancias/pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-1.734.412
(+) Pérdida ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>(=) Flujo de caja Operacional</b>	<b>0</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>4.607.105</b>
(-) Inversiones (CAPEX)	-16.260.112	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(-) IVA de la inversión	-3.089.421	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del IVA de la inversión	-	3.089.421	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Valor Residual de los activos	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13.875
(-) Capital de trabajo	-3.193.073	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del Capital de Trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.193.073
<b>(=) Flujo de Capitales</b>	<b>-22.542.607</b>	<b>3.089.421</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>3.206.948</b>
<b>Flujo de caja Neto</b>	<b>-22.542.607</b>	<b>8.164.818</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>5.075.396</b>	<b>7.814.054</b>
<b>VAN ANUAL</b>	<b>-22.542.607</b>	<b>7.422.562</b>	<b>4.194.543</b>	<b>3.813.220</b>	<b>3.466.564</b>	<b>3.151.422</b>	<b>2.864.929</b>	<b>2.604.481</b>	<b>2.367.710</b>	<b>2.152.464</b>	<b>3.012.656</b>
<b>VAN (CLP)</b>	<b>12.507.943</b>										
<b>TIR</b>	<b>11,27%</b>										
<b>Payback</b>	<b>3,2</b>										
<b>Datos</b>	<b>Valor</b>										
Precio micoproteína [CLP/kg]	5.000										
Producción anual [kg]	500										
Precio hidrofobina [CLP/kg]	17.500.000										
Producción anual [kg]	0,47										
Precio bioestimulante [CLP/kg]	4.000										
Producción anual [kg]	2.109										
Tasa de retorno (r)	10,00%										

## **C. 6. Análisis de sensibilidad**

Los flujos de caja asociados al análisis de sensibilidad y la comparación entre ellos pueden ser encontrados en el enlace [https://docs.google.com/spreadsheets/d/1HY56spwv0RKhASIGuqENswLp7o2APm\\_EB6nIdHL5jWw/edit?usp=sharing](https://docs.google.com/spreadsheets/d/1HY56spwv0RKhASIGuqENswLp7o2APm_EB6nIdHL5jWw/edit?usp=sharing).