



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

**ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE PROTEÍNA UNICELULAR A PARTIR DE DESECHOS DE LA
INDUSTRIA ALGAL**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA

ESTEBAN ANDRES SAPUNAR SCHNEIDER

PROFESOR GUÍA:
MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
ORIANA SALAZAR AGUIRRE
MARÍA ISABEL GUERRA

SANTIAGO DE CHILE
2019

**RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR
AL TÍTULO DE:** Ingeniero civil en biotecnología
POR: Esteban Andres Sapunar Schneider
FECHA: Diciembre 2019
PROFESOR GUIA: Maria Elena Lienqueo
Contreras

ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROTEÍNA UNICELULAR A PARTIR DE DESECHOS DE LA INDUSTRIA ALGAL

Se realizó el diseño técnico-económico para una planta de producción de proteína unicelular a partir del cultivo del hongo filamentososo *D. salina* con desechos industriales del alga *M. pyrifera* como fuente de carbono.

Se definió como caso base el procesamiento de 60.000 kg de desechos al año. Las principales operaciones unitarias definidas fueron: propagación de cultivos, tratamiento termo-alcalino de desechos, cultivo principal del hongo, purificaciones y secado. Se realizaron balances de masa y energía, a partir de los cuales se dimensionaron los equipos a utilizar. Se construyó un flujo de cajas para evaluar la rentabilidad y un análisis de sensibilidad frente a distintas variaciones. Por último se estudió preliminarmente agregar un segundo producto.

Utilizando datos de estudios en el área se estimó un producto final con una concentración de proteínas de 42%, un poco inferior al 50% de la harina de pescado. Se pudo concluir que el proceso propuesto es técnicamente factible. Se obtuvo un rendimiento de 82,3% p/p de producto en función de los nutrientes utilizados y una producción de 75.346 kg de producto al año con un valor estimado de \$ 1.100 CLP /kg.

El estudio económico demostró que el proyecto propuesto no es rentable, con ganancias de \$85 millones CLP al año y con un costo de operación anual de \$361 millones CLP. El VAN obtenido en el flujo de cajas es \$-4.366 millones CLP y el TIR no es calculable con las pérdidas presentadas. El análisis de sensibilidad permitió identificar los factores con mayor incidencia en la rentabilidad del proyecto: Nivel de producción, precio del producto, costo de equipos y gasto en personal.

Para poder mejorar la rentabilidad del proyecto se recomienda aumentar el valor de producto, ya sea aprovechando ventajas relacionadas con la salud de los salmones o agregando un subproducto de alto valor presente en el hongo, como las hidrofobinas. También se recomienda analizar el aumento del volumen de producción y la búsqueda de métodos y equipos más económicos.

Agradecimientos

Este trabajo representa la culminación de una larga etapa en mi haber. Una etapa que ha traído a muchas personas a mi vida que no podría haber conocido de otra manera. Mucho más importante que la formación profesional que he recibido, han sido las huellas que estas personas han dejado en mí. Mucho más importante que los conocimientos sobre ciencia, matemáticas y procesos que he adquirido, son los momentos en que he debido enfrentar mis propias debilidades. Obtengo un título, pero el fruto de estos años es mucho más profundo y significativo.

Al reflexionar sobre el pasado muchos agradecimientos vienen a mi mente, pero no podré colocarlos todos aquí, lo importante es que siempre estarán presentes.

Agradezco a mi familia, a nadie podría agradecer más que a ellos, nunca han dejado de apoyarme y sé que siempre podré contar con todos ellos. Agradezco enormemente a mi padre, mi madre, mi hermana y mi hermano.

Pero la familia no queda ahí, también agradezco a todas esas personas que me han visto crecer y apoyado. A mis abuelos, que sé que desde que nací siempre han deseado lo mejor para mí. A mis tíos y primos, algunos en el sur otros más al norte.

No dejo de pensar en todos los amigos que he hecho, algunos de hace muchos años otros de hace menos, pero todos han aportado algo en mí, ya sea que los veo seguido o prácticamente nunca todos son importantes. Agradezco todas esas conversaciones cuando estaba afligido y todos esos momentos de felicidad. No puedo evitar pensar en la única persona que ha vivido conmigo, sin contar a mi familia, espero que sepa que agradezco mucho la oportunidad de compartir todos esos momentos.

En este proceso, que culmina con este texto, hay personas que me han dado un apoyo enorme tal vez sin saberlo. Agradezco de todo corazón a mi tía Nelly y su familia, les deseo siempre lo mejor. También al tío José y a la tía Cecilia, tal vez no lo sepan, pero me hicieron sentir acompañado cuando me sentía solo. Agradezco con mucho cariño a la Nacha, ella como nadie más me ha acompañado por esta etapa y me ha dado su amor y su apoyo.

Agradezco a mi profesora guía, María Elena, aún me sorprende la paciencia que me ha tenido y su apoyo ha sido de enorme importancia. También agradezco a todos los docentes y miembros del CEBIB, que me han dado su guía y tiempo.

Esta tesis no se podría haber realizado sin el apoyo del Centro de Biotecnología y Bioingeniería (CEBIB) y el proyecto Fondecyt 1180794.

A todos, nombrados o no, les doy la gracias por haber sido parte de mi vida.

Tabla de contenido

Índice de Tablas y Figuras.....	v
1. Introducción.....	1
1.1. Antecedentes.....	1
1.1.1. Economía Sustentable.....	1
1.1.2. Industria Salmonera en Chile.....	3
1.1.3. Algas Marinas.....	5
1.1.4. Hongos y Proteínas Unicelulares.....	7
1.2. Objetivos.....	9
1.2.1. Objetivo General.....	9
1.2.2. Objetivos Específicos.....	9
1.3. Metodología de Trabajo.....	9
2. Proceso de Producción.....	10
2.1. Límite de Batería.....	10
2.2. Descripción del Proceso.....	10
2.3. Caso Base.....	11
3. Balances de Masa y Equipos.....	12
3.1. Balances de Masa.....	12
3.1.1. Cultivo de <i>D. salina</i> en Glucosa.....	12
3.1.2. Cultivo de <i>D. salina</i> en Alginato.....	13
3.1.3. Rompimiento Celular de Residuo.....	13
3.1.4. Tratamiento Termo-Alcalino.....	14
3.1.5. Cultivo Principal.....	15
3.1.6. Rompimiento Celular II.....	16
3.1.7. Remoción de Cenizas.....	17
3.1.8. Centrifugación.....	18
3.1.9. Secado.....	19

3.1.10. Rendimientos.....	19
3.2 Equipos.....	19
3.2.1. Elección de Equipos.....	19
3.2.2. Dimensionamiento.....	20
4. Balances de Energía.....	23
5. Evaluación Económica.....	25
5.1. Capital de inversión (Capex).....	25
5.2. Costos de operación (Opex).....	29
5.3. Ingresos.....	30
5.4. Flujo de cajas.....	32
5.5. Análisis de sensibilidad.....	34
5.5.1. Análisis de variación en personal y sueldos.....	34
5.5.2. <i>Análisis de variación en costo de nutrientes</i>	35
5.5.3. Análisis de variación en gasto en servicio eléctrico	35
5.5.4. Análisis de variación en el costo de los equipos y terreno	35
5.5.5. <i>Análisis de variación en el precio del producto</i>	36
5.5.6. <i>Análisis de variación en la escala de producción</i>	36
6. Discusiones.....	38
6.1. Análisis técnico.....	38
6.2. Análisis económico.....	42
7. Conclusiones y recomendaciones.....	46
Bibliografía	47
Anexos.....	54

Índice de tablas y figuras

Tabla 1 : Tipos de producción eléctrica en Chile	2
Gráfico 1 : Ganancias de exportaciones pesqueras y acuícolas en Chile	3
Tabla 2 : <i>Desembarcos anuales de algas en Chile</i>	6
Tabla 3 : Composición de <i>M. pyrifera</i> y desecho algal	8
Tabla 4 : Composición de extracto final de cultivo de <i>D. salina</i> en desecho algal	8
Figura 1 : Diagrama de bloques	10
Tabla 5 : Flujos de fermentador con glucosa	12
Tabla 6 : Flujos de fermentador con alginato	13
Tabla 7 : Flujos de rompimiento celular de desechos	14
Tabla 8 : Flujos de tratamiento termo-alkalino	15
Tabla 9 : Flujos de cultivo principal	16
Tabla 10 : Flujos de rompimiento celular del hongo	17
Tabla 11 : Flujos de remoción de cenizas	18
Tabla 12 : Flujos de centrifugación	18
Tabla 13 : Flujos de secado.	10
Tabla 14 : Rendimientos	10
Tabla 15 : Dimensionamiento de reactores y mezcladores	21
Tabla 16 : Dimensionamiento de sonicador, centrífuga y secador	21
Tabla 17 : Dimensionamiento de equipos de servicios	21
Diagrama de flujos :.....	22
Tabla 18 : Balances de energía de calentamientos	23
Tabla 19 : Balances de energía de enfriamientos	24
Tabla 20 : Costos de equipos	25
Gráfico 2 : Costos de equipos	26
Tabla 21 : Gastos de inversión	26
Gráfico 3 : Costos de inversión	27

Layout :	28
Tabla 22 : Costos de operación	29
Gráfico 4 : Costos de operación	29
Tabla 23 : Costos de operación con personal reducido	30
Tabla 24 : Composición de producto final y harina de pescado	31
Tabla 25 : Ingresos	31
Tabla 26 : Ingresos para VAN cero.....	32
Tabla 27 : Resultados de flujo de cajas.....	32
Organigrama:	33
Tabla 28 : Resultados flujo de cajas con hidrofobinas	34
Tabla 29 : Sensibilidad gastos de personal.....	34
Tabla 30 : Sensibilidad costo de nutrientes	35
Tabla 31 : Sensibilidad gastos en servicios	35
Tabla 32 : Sensibilidad costo de equipos y terrenos	36
Tabla 33 : Sensibilidad precio del producto	36
Tabla 34 : Sensibilidad cambios de nivel de producción	36
Tabla 35 : Precios para VAN cero a distintos niveles de producción	37
Gráfico 5 : Precios para VAN cero a distintos niveles de producción	37
Gráfico 6 : Resultados de sensibilidad sobre el VAN	44
Gráfico 7 : Resultados de sensibilidad sobre el TIR	45

1. Introducción

1.1. Antecedentes

1.1.1. *Economía sustentable*

El desarrollo económico de la sociedad se ha caracterizado por un crecimiento sin restricciones y prácticamente constante a lo largo de la historia. El producto mundial bruto (GWP) aumentó de \$175 billones (dólares internacionales) el 1800 (1) a \$107,5 trillones el 2013 (2). A lo largo de este periodo, las barreras que ha encontrado la economía para su desarrollo se han sorteado gracias a nuevas tecnologías y el descubrimiento de nuevos recursos, soluciones que apuntan a proseguir con un crecimiento ilimitado. El impacto de este crecimiento, cuyas consecuencias eran inicialmente locales, ha alcanzado repercusiones a nivel mundial (3).

A pesar de la existencia de visiones contrapuestas respecto a los problemas de la economía global, se ha hecho evidente la necesidad de superar la creciente escasez de recursos y las consecuencias de la sobreexplotación y contaminación. Frente a lo anterior consensos internacionales como la Agenda 21 (1992) o la Agenda 2030 sobre el desarrollo sostenible (2015), ambas presididas por la ONU, han introducido el concepto de sustentabilidad en las actividades productivas.

El Programa Ambiental de las Naciones Unidas (UNEP), presenta la sustentabilidad como la necesidad de proveer liderazgo y compromiso mutuo en el cuidado del medioambiente inspirando, informando y posibilitando a las naciones y las personas el mejoramiento de su calidad de vida sin comprometer las necesidades de las generaciones futuras (4). Es decir, se apunta por lo menos a lograr una utilización más eficiente de los recursos, sin comprometer la calidad de vida de las personas.

Una de las prácticas más importantes en torno a la sustentabilidad es la utilización de fuentes de energías renovables. Para el funcionamiento de la industria se requiere de grandes cantidades de energía, más de la mitad del consumo mundial de energía corresponde a actividades industriales de producción (5). En Chile la utilización de fuentes limpias para la producción de electricidad ha aumentado enormemente (Tabla 1): La energía eólica que el año 2007 no representaba una fuente de energía eléctrica relevante, a la fecha representa un 5% del Sistema Eléctrico Nacional (SEN) (7); La energía solar que comenzó a aportar en el 2013, representa actualmente casi un 7% del SEN (7).

Tabla 1: Porcentajes de tipos de producción eléctrica en Chile para los años 2007, 2013 y 2018. Datos obtenidos del Sistema Eléctrico Nacional (SEN)(7).

Fuentes de energía y su % en el SEN	2007	2013	2018
Hidráulica	39,7	28,7	30,4
Solar PV		0,01	6,7
Eólica	0,005	0,8	5,1
Biomasa	1,3	3,3	2,2
Geotérmica			0,3
Total Renovables	41,1	32,8	44,7
Carbón	26,3	46,4	38,6
Gas Natural	10,4	16,5	14
Petroleo	22,2	4,1	1,6
Cogeneración		0,18	1,1
Total No Renovables	58,9	67,2	55,3
Total (GWh)	55.921	68.051	76.292

Buscando disminuir la dependencia de combustibles fósiles se plantea como alternativa una economía basada en bio-refinerías. Este concepto consiste en la transformación de biomasa en productos de distinta índole, permitiendo obtener energía, materiales y químicos de una misma fuente (8). De esta manera se aprovecha lo más posible la materia prima, disminuyendo la producción de desechos (9). Con la alta importancia de los biocombustibles, la utilización de desechos en la producción de energía renovable y la gran cantidad de biomasa que es tratada industrialmente. La bio-refinería es un modo de producción, que potencialmente podría llevar a la industria a una producción más integrada y sustentable, pero existen barreras a sortear para un integración transdisciplinaria (8).

Chile es un país cuya principal actividad productiva es la minería, en el año 2016 cerca del 50% de las exportaciones correspondían a este sector (10). Pero también destaca en el mercado mundial de alimentos, siendo el principal exportador mundial de frutas como arándanos, cerezas, uvas, y de filetes de salmón (11). En la exportación de productos derivados de macroalgas como agar agar también Chile tiene una posición destacada (11).

Lo anterior indica que Chile es un país con un gran potencial para aplicar principios de bio-refinería en sus actividades productivas y avanzar a una economía más eficiente y sustentable.

1.1.2. Industria salmonera en Chile

La principal exportación de Chile es el cobre, representando un 45% de las exportaciones en el año 2017 (11). En segundo lugar se encuentra el pescado y productos derivados, con 7,4% el mismo año (11). Dentro las exportaciones pesqueras y acuícolas, la producción de salmones tiene un rol muy significativo (12). Es un sector que ha crecido enormemente en los últimos 27 años, aumentando unas 30 veces su valor, desde 1990 a 2017. El año 2014, Chile percibió retornos de hasta \$4.362 millones por exportación de salmónidos (13), representando cerca de un tercio de las ganancias por exportaciones pesqueras y acuícolas (Gráfico 1).

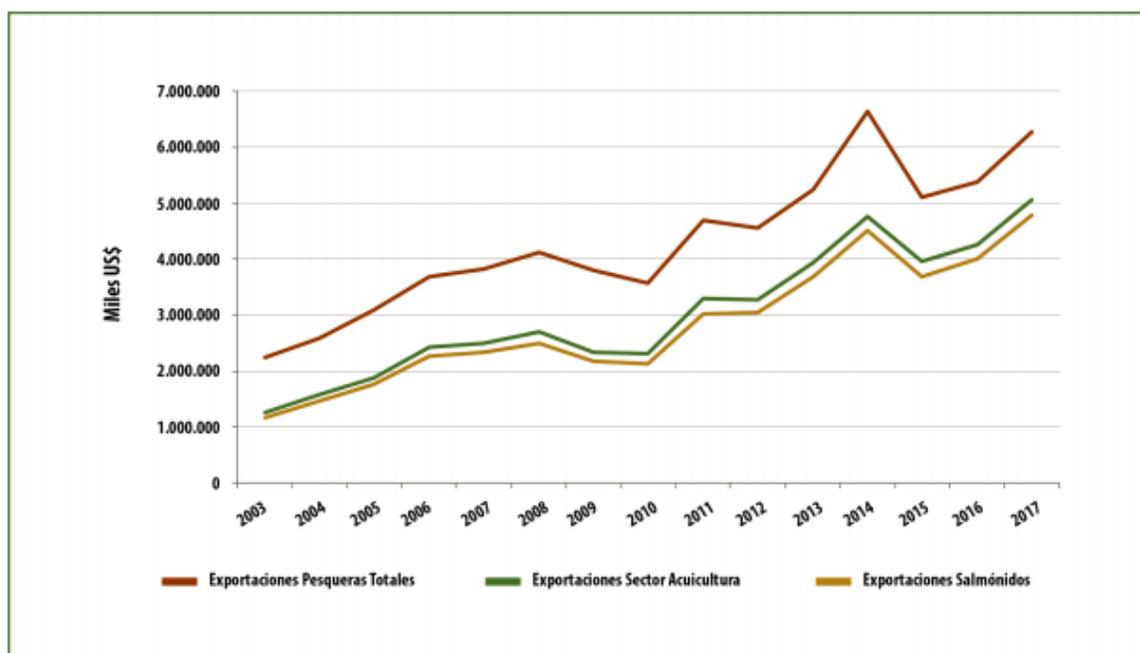


Gráfico 1: Evolución de las ganancias por exportaciones, sector pesquero (rojo) y acuícola (verde y amarillo) en Chile. Años 2003 a 2017.(12)

Luego de Noruega, Chile es el segundo exportador de salmones más importante del mundo (14). El año 2014 Chile era responsable del 27% de las exportaciones mundiales (13). Este es un mercado que ha experimentado constante crecimiento a nivel global, con un aumento compuesto anual de 9% entre 1994 y 2014 en la producción mundial (15).

La producción de salmones es parte de las actividades que buscan suplir la demanda mundial por proteínas (16, 17). En comparación a la producción de otros alimentos, como la producción de carne de res, la salmonicultura es más eficiente ya que no requiere de utilización de tierras fértiles, conlleva una menor emisión de dióxido de carbono y una mayor conversión de alimento animal en producto para consumo humano (18, 19, 20).

A pesar de estas ventajas, la salmonicultura debe enfrentar distintos desafíos para lograr una producción más limpia y sustentable. Una de las principales problemáticas es la alimentación y nutrición de los salmones (21). El principal componente del alimento es harina de pescado, que aporta la mayor parte del contenido proteico (22). La disponibilidad de la harina de pescado ha disminuido debido a un estancamiento en su producción; Actualmente se producen 7 millones de toneladas, la mitad de lo producido en 1994 (23). Este estancamiento se debe en parte al agotamiento de los recursos pesqueros como la anchoveta (24). Por otro lado, el crecimiento de la acuicultura ha aumentado el consumo de harina de pescado, tanto así que el 2012 se utilizó cerca del 50% de la producción en acuicultura (25). Al margen del impacto ecológico de la sobre explotación de los recursos pesqueros, la baja disponibilidad de la harina de pescado ha causado un aumento en el precio. Se espera que para el 2030 el precio aumente en un 90% en comparación con el 2010 (23).

Los problemas de la utilización de harina de pescado ha impulsado a la industria a buscar sustitutos. Estos deben cumplir con requerimientos nutricionales, como cantidad y composición del contenido proteico (26, 29). Además, la ausencia de factores antinutricionales que afecten la digestibilidad y absorción, junto a la inocuidad son fundamentales para un buen alimento (28, 29). Actualmente se utilizan sustitutos de origen vegetal, principalmente harina o concentrado de soya; y de origen animal como harina de carnes procesadas que contienen grasa y hueso (29-31).

Los principales problemas de las alternativas de origen vegetal radican en la presencia de factores antinutricionales que obligan a limitar la proporción del suplemento dentro del alimento (32). En el caso de la harina de soya esta no puede estar presente con un aporte mayor al 10% del contenido proteico. La presencia de saponinas en la harina puede provocar enteritis y cambios morfológicos en el salmón (33, 34). Por otro lado, la composición aminoacídica de las alternativas vegetales no es tan completa como la harina de pescado, por lo tanto requieren ser combinadas con otras fuentes de proteínas o incluso agregar aminoácidos sintéticos (29, 31). Los problemas que presenta la harina de soya se pueden solucionar utilizando concentrado de soya, pero esto tiene un costo aproximadamente 5 veces mayor. (35,52,53). Las fuentes de proteína de origen animal presentan problemas de digestibilidad y su calidad es muy variable (30). También existe menos disposición a consumir salmones alimentados con estas fuentes (33).

Se ha estudiado la utilización de alimentos de origen algal para suplir la necesidad proteica en acuicultura. El uso de harinas de diversas macroalgas ha demostrado ser benéfico para el crecimiento del salmón(37), pero la relativamente baja concentración de proteínas (cerca del 30% del peso seco) no lo hace un producto atractivo para su utilización por la industria salmonera (38-42). Uno de los problemas más importantes es que el porcentaje de estos productos en los alimentos no puede ser mayor al 15% del peso seco, pues afectaría el rendimiento del cultivo (43, 44).

1.1.3. Algas Marinas

Las algas marinas son organismos eucariontes con una amplia variedad de especies y tamaños (45). Las algas pluricelulares son clasificadas como macroalgas y existen más de 30.000 especies descritas(45). Estas se clasifican en tres filos principales: Algas pardas, algas rojas y algas verdes (45).

El principal uso de las macroalgas es la alimentación, un 83% de la producción se destina a consumo humano (46). El resto se utiliza como aditivo para alimentos animales y fertilizantes, también tienen un importante uso en la industria química (46). Debido a la gran variedad de especies se pueden encontrar compuestos con propiedades útiles en distintas áreas de éstos, los que presentan un mayor valor comercial son: agar agar, alginato y carragenina (47). Pero más compuestos han sido reportados, algunos con potencial para su aplicación en medicina. El ulvano es un compuesto presente en algunas macroalgas verdes, al cual se le han reportado propiedades antisépticas, antioxidantes, inmunomoduladoras y antihiperlipidémicas (47). Compuestos con propiedades similares también han sido reportados en algas pardas (48).

En 2005 la producción mundial de macroalgas alcanzaba los 14,6 millones de toneladas (49), de los cuales solo 1,2 millones correspondían a cosecha y 13,4 millones a cultivo, casi en su totalidad marino (49). Para el 2015 esta cantidad alcanzó 30,4 millones de toneladas, duplicando la producción mundial en 10 años. La cosecha mantuvo un valor similar, con 1,1 millones, por lo que el aumento se debió exclusivamente al cultivo (49).

La extensa costa chilena, de más de 4000 kms, lo hace un país ideal para explotar recursos marinos. Además de la industria pesquera y acuícola, Chile ostenta un lugar prioritario en el mercado mundial de macro algas. En 2014, con una producción de 431.141 toneladas, Chile se posiciona como el mayor productor de América Latina (49, 50). Esta producción es principalmente extractiva, solo un 5% de la producción corresponde a cultivo de algas, y gran parte de la recolección se lleva a cabo por pescadores locales (49).

Tabla 2: Desembarcos anuales de algas en Chile. Anuario Estadístico Servicio Nacional de Pesca, 2014
(50) bien pero hay que citarla en el texto

Especie	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
Total algas	410.850	425.343	339.334	339.938	412.266	456.225	380.759	418.031	446.669	530.450	430.167
Carola	10	-	17	13	-	-	-	-	1	-	-
Chasca	402	683	310	494	292	375	219	222	135	243	576
Chascon o huiro negro	151.752	203.897	161.834	136.766	202.262	222.628	190.746	241.633	268.722	313.341	219.998
Chicorea de mar	4.642	1.517	1.590	980	1.031	2.001	914	998	1.400	2.475	2.715
Cochayuyo	2.733	2.562	2.292	4.274	4.872	5.872	6.048	6.468	2.648	8.304	8.508
Haematococcus	-	-	1.444	7	16	38	12	5	18	41	26
Huiro	9.543	8.786	9.319	10.950	17.061	14.097	11.735	19.400	25.943	30.556	25.626
Huiro palo	65.290	46.923	27.552	31.010	33.754	54.120	62.734	46.239	48.040	38.724	60.531
Liquen gomoso	93	187	215	-	2	-	-	-	-	52	407
Luche	16	9	4	33	87	102	16	41	89	90	132
Luga cuchara o corta	5.954	4.930	3.731	5.108	4.372	4.225	1.172	2.096	1.574	3.181	4.607
Luga negra o crespá	18.414	24.942	17.135	12.297	14.941	34.289	30.194	29.559	36.758	34.157	34.693
Luga-luga	24	13	8	-	-	-	-	-	-	-	-
Luga-roja	33.308	42.541	33.331	41.879	41.896	29.159	19.725	14.616	26.354	40.760	27.068
Pelillo	118.669	88.353	77.336	93.402	85.653	89.316	57.239	56.732	34.928	58.513	45.144
Spirulina	-	-	3.189	2.712	6.000	3	5	22	10	12	-
Otras algas	-	-	27	13	27	-	-	-	49	1	136

Especies como la *Durvillaea antarctica* (Cochayuyo), *Pyropia* (Luche) y *Chondracanthus chamissoi* (Chicoria de mar) representan la mayoría de las algas explotadas como alimento en Chile, pero la mayor parte del volumen de producción consiste en algas para otros usos (49, 50). En el año 2013, 11.355 toneladas fueron extraídas para consumo humano directo, representando un 2,3% de la producción total (49, 50). La gran parte se utiliza como alimento de animales y para extracción de compuestos (48). *Lessonia nigrescens* (Huiro negro) es utilizada principalmente para la extracción de alginatos (49). En 2013 se cosecharon 313.341 toneladas, siendo el alga con mayor producción en el país (50). *Macrocystis pyrifera* (Huiro) y *Lessonia trabeculata* (Huiro palo) son también de las algas más cosechadas, con valores de 30.556 y 38.724 toneladas respectivamente (50)(Ver tabla 2).

Uno de los usos más importantes de la *Macrocystis pyrifera* es para la obtención de agar y alginato, pero también es exportado para su uso como alimento en el cultivo de abalones (51). Debido a la presencia de aminoácidos esenciales y ácidos grasos de gran calidad, se han realizado estudios sobre el potencial de la harina de *M. pyrifera* como aditivo a la dieta de salmoníferos (51). No se encontraron efectos negativos de la utilización de este aditivo en una proporción del 6% del peso del alimento total. La digestibilidad de los nutrientes no se vió disminuida y en el caso del fósforo se reportó un aumento. Si bien estos resultados dejan en evidencia su potencial como alimento para la salmonicultura, su composición proteica y lipídica no permite que pueda

reemplazar a las fuentes de estos nutrientes, pero sí aportar con minerales y mejoras en el rendimiento del alimento (51).

1.1.4. Hongos y proteínas unicelulares

Los hongos han sido utilizados para la producción de alimentos desde la antigüedad, ya sea directamente o en alimentos procesados (54). Un ejemplo es el caso de la levadura, ampliamente utilizada en confección de productos fermentados, como pan y cerveza (55). También se encuentran ejemplos de su uso en comidas orientales, derivados de arroz y soya (55).

Aunque su principal característica, y que hace a los hongos útiles para la alimentación humana es su contenido de proteínas digeribles, también se ha reportado la presencia de enzimas con valor comercial y que permiten la degradación de compuestos (57). Además, los hongos son capaces de degradar una vasta gama de azúcares, dada la variedad de especies que existen. Esta capacidad permite evaluar la utilización de hongos en bio-refinería (56). El cultivo de hongos en desechos industriales ricos en azúcares podría permitir la producción de aditivos ricos en proteínas para alimentación humana o animal, utilizando sustratos de bajo costo.

Los hongos filamentosos, en especial aquellos pertenecientes a los grupos *Zygomycetes* y *Ascomycetes*, han contribuido a la industria en distintos sectores (56). La contribución de estos hongos data de la producción de los antibióticos utilizando *Penicillium chrysogenum*, perteneciente a los *Ascomycetes*. Especies del género *Aspergillus* se utilizan para la obtención de productos con valor agregado, como enzimas (amilasa, proteasa, lipasa, fitasa, lactasa y catalasa)(56).

El alto contenido proteico de los hongos filamentosos, junto a la amplia gama de enzimas que son capaces de producir, han motivado su estudio para tratamiento de desechos. En particular el hongo marino *Dendryphiella salina*, perteneciente a la clase *Hyphomycetes*, tiene la capacidad de producir enzimas degradativas (58). Entre estas, laminarinasa, poli- β -D-1,4-manuronida liasa y alginato liasas, permiten la degradación de compuestos algales, en especial de algas pardas (58).

Estudios han sido realizados con resultados positivos para la utilización de *Dendryphiella salina* para enriquecer el contenido proteico de desechos industriales de algas pardas. En el centro de Biotecnología y Bioingeniería de la Universidad de Chile (CEBIB) se realizaron estudios del crecimiento del hongo en desechos algales ricos en alginato, constituidos principalmente por *M. pyrifera* (Tabla 3)(59).

Tabla 3: Comparación del proximal del desecho algal utilizado y *M. pyrifer* (59).

Composición másica (% p/p)					
Muestra	Ceniza	Proteínas	Extracto no nitrogenado	Alginato	Celulosa
<i>M.pyriferia</i>	10,8	13,2	36	21,8	7,6
Desecho	23,5	15,8	47,8	31,4	11,7

Se encontró que utilizando un pretratamiento para el desecho, correspondiente a ultrasonido seguido por hidrólisis alcalina, se logró un aumento de 59% en el contenido proteico del desecho en 8 días de cultivo, obteniéndose una concentración final de proteínas de 24,2 g/L (59). Estos resultados sugieren que es factible realizar cultivos de este hongo en residuos de algas pardas, con el fin de utilizarlos como parte de alimento para salmones.

Posteriormente el cenCro realizó un nuevo proximal al mismo cultivo, el cual entregó nuevos datos de la composición final. En particular la concentración de proteína y la cantidad de humedad en la muestra (Tabla 4). Es de gran interés tener un 37% de proteínas, ya que un alimento para salmones debería tener un 40%, esto quiere decir que de remover algún otro componente, como cenizas, se podría llegar a la concentración deseada. También se realizaron estudios de presencia de micotoxinas en las muestras con resultados favorables.

Tabla 4: Composición porcentual (p/p) del extracto final de cultivo de *Dendryphiella salina* en desechos algales.

Componentes de extracto final de cultivo	%(p/p)
Humedad	88,4
Peso seco	11,6
Ceniza en peso seco	40,5
Proteína en peso seco	37,4
Hidratos de carbono en peso seco	20,5
Grasas en peso seco	1,5

Con estos resultados experimentales, el próximo paso es realizar estudios a mayor escala. Con el fin de revisar los beneficios de un proyecto, se necesita de un estudio de prefactibilidad técnica económica de un proceso de producción de un suplemento para salmoníferos con hongos y desechos algales.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo General

El objetivo general de esta memoria es realizar una evaluación de prefactibilidad técnico-económica a escala industrial, del cultivo del hongo marino *Dendryphiella salina* en desechos algales de *M. pyrifera*, con el fin de ser utilizado como aditivo para alimento de salmones.

1.2.2. Objetivos Específicos

Los objetivos específicos de esta memoria son:

- Definir las operaciones unitarias del proceso de cultivo y construir balances de masa y energía.
- Dimensionar equipos y servicios a utilizar.
- Evaluar económicamente la planta y la sensibilidad de los factores más relevantes.

1.3. Metodología de Trabajo

Se inicia con el estudio técnico. En él se define el caso base, límite de batería, diagrama de bloques y operaciones unitarias. Luego se realizan los balances de masa, que permiten comenzar la elección de equipos, su dimensionamiento y el diagrama de flujos. Como última parte del análisis técnico se realizan los balances de energía y se definen las corrientes de servicio.

El estudio de factibilidad económica comienza con la cotización de los equipos y la investigación de los costos de capital. Luego se definen los costos de operación, dentro de los cuales se definen aspectos organizacionales, como el organigrama. Finalmente se construye el flujo de cajas y se analiza la sensibilidad de los factores más importantes.

2. Proceso de producción

2.1. Límite de batería

Se deben definir los alcances del estudio, ya que la complejidad de un proceso de producción hace que su análisis completo supere el objetivo de este documento. Por lo tanto se considera como comienzo del proceso la entrada de hongos y nutrientes al primer reactor, para comenzar la propagación en glucosa. Como también la entrada de los desechos algales a la línea de acondicionamiento. Como final del proceso se considera la salida del secador, sin abarcar el posterior almacenamiento del producto.

2.2 Descripción del proceso

El proceso productivo consiste en el cultivo del hongo marino *Dendryphiella salina* en desechos algales ricos en alginato (principalmente compuesto por *M. pyrifera*), con el fin de aumentar el contenido proteico del desecho. El proceso se puede separar en cuatro etapas principales: Acondicionamiento del desecho, cultivos de propagación del hongo, cultivo principal y acondicionamiento final. En la Figura 1 se puede apreciar el diagrama de bloques, el cual resume las principales etapas del proceso.

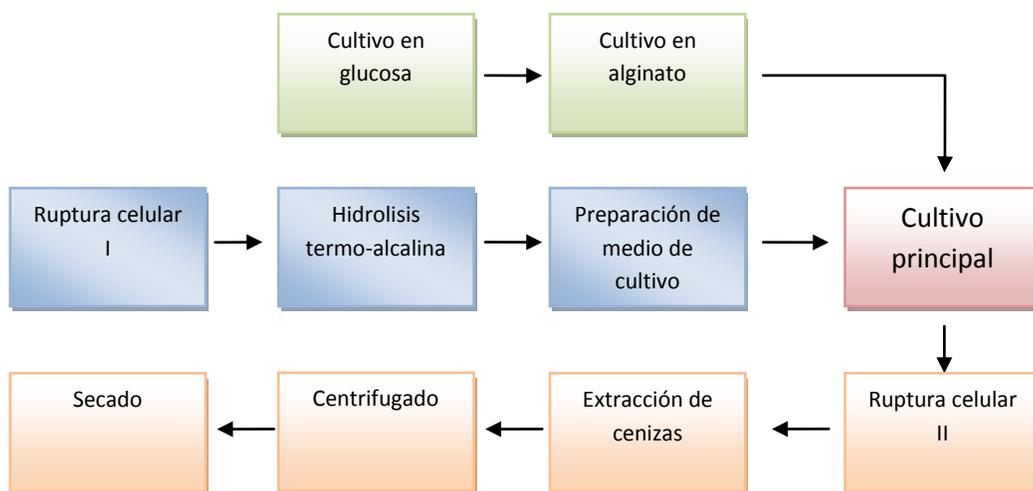


Figura 1: Diagrama de bloques del proceso. En verde las etapas de propagación de cultivos, en azul la línea de acondicionamiento del desecho, en rojo el cultivo principal del hongo y en naranja la línea purificación del producto.

El modo de producción es un proceso batch, ya que las etapas de cultivo, con una duración ampliamente superior al resto (entre 8 y 10 días), se consideraron como reactores que operan de esta manera. Esta decisión es tomada con el fin de poder utilizar los resultados de estudios realizados para una producción de estas características. Algunas etapas de separación, como ruptura celular y centrifugado son continuas, pero no alteran el carácter por lotes de proceso completo.

El proceso comienza con las etapas de propagación de cultivos. Estas consisten en cultivos en medios que permiten a las células adecuarse a las condiciones del cultivo

principal, en particular a la presencia de alginato. Por otro lado, permiten aumentar la biomasa disponible, de manera de lograr una cantidad adecuada de células. La primera etapa se lleva a cabo en un medio con glucosa como principal alimento para las células. Esta se realiza a temperatura ambiente (25°C) por 10 días con una agitación de 200 rpm. Luego, la biomasa obtenida se lleva a un cultivo de mayor volumen, pero esta vez con alginato, también se realiza el cultivo por 10 días bajo las mismas condiciones. Antes de que termine la última propagación, se da inicio al acondicionamiento de los desechos algales. Se comienza con una ruptura celular por sonicación, que se realiza adicionando agua a los desechos y luego el volumen es tratado en aproximadamente 50 minutos. Se continúa con un tratamiento alcalino a 121°C por 20 minutos, que permite la liberación de las azúcares. Se utiliza una solución de hidróxido de sodio 0,5 N y terminado el proceso se enfría a 25°C y se neutraliza con ácido clorhídrico hasta alcanzar un pH de 5,5. Como última etapa de preparación, se agregan los demás nutrientes necesarios para el medio de cultivo. El cultivo principal utiliza la biomasa obtenida durante la propagación y el medio preparado. Se mantiene por 8 días bajo las mismas condiciones que los otros cultivos. Tanto medio de cultivo como biomasa pasan a ser acondicionados y secados. Primero se realiza una ruptura celular con el fin de liberar los compuestos presentes en el hongo. Se prosigue con un lavado con agua a temperatura ambiente, para disminuir la cantidad de cenizas. Por último se centrifuga y se realiza un secado con el fin de retirar la humedad del producto y facilitar su conservación. La duración del proceso para cada lote se estima como 31 días. 28 días de cultivo, 2 días de purificación y 1 día de mantención por lote.

Debido a la falta de datos respecto al modelo de crecimiento de este hongo, se trabaja principalmente en base a datos experimentales del cultivo a escala laboratorio (59). También se utilizan datos de la composición del producto luego del cultivo con desechos, de donde se obtiene la concentración de proteínas, cenizas y humedad. Otros datos son tomados de otros procesos con cultivos celulares, como de otros hongos o levadura.

2.3. Caso base

La principal materia prima son desechos algales de *M. pyrifera*. Estos desechos se obtienen de una empresa anónima, la cual reporta una producción de desechos de 60 toneladas anuales. Como caso base se busca tratar la totalidad de esta masa anualmente, para estudiar la producción y rentabilidad a estos niveles de trabajo.

3. Balances de masa y Equipos

3.1 Balances de masa

A continuación se presentan los balances de masa de cada operación unitaria. Se explicaran los principales supuestos y resultados para cada una de las etapas del proceso, como también el detalle de cada corriente (Para mayor información revisar el Anexo 1). Los cálculos se realizan por lote, teniendo en cuenta que una vez que la producción sea estable se tiene una producción de 1 lote cada 10 días y 1 día para mantención y limpieza. La producción se realiza por 24 horas, por lo que se tiene una cantidad de aproximadamente 33 lotes por año.

3.1.1. Cultivo de *D. salina* en glucosa

Esta etapa es el primer proceso de propagación, es una operación batch, la cual dura 10 días. Además se estima 1 hora para esterilización y aproximadamente 10 minutos en vaciado del tanque. En base a datos experimentales (59), se asume un aumento de 670% (peso) de biomasa en 10 días de cultivo. Estos datos corresponde a un estudio en un medio que utiliza alginato en vez de glucosa como fuente de carbono. Si bien los datos no corresponde al medio de cultivo utilizado, se espera que el crecimiento en glucosa sea mas fácil para el hongo que en alginato. El consumo de nutrientes se calcula como un 65% de la cantidad presente inicialmente. El aporte de la aireación a los balances no es considerado, pero se calcula en base a protocolos de propagación de levadura cervecera (60), con un flujo estimado de 15,8 (Lts/h). Bajo estos supuestos se obtiene un balance con 5,61% de error. Los cálculos se hacen en base al requerimiento de biomasa de las etapas posteriores (Revisar Anexo 1.1).

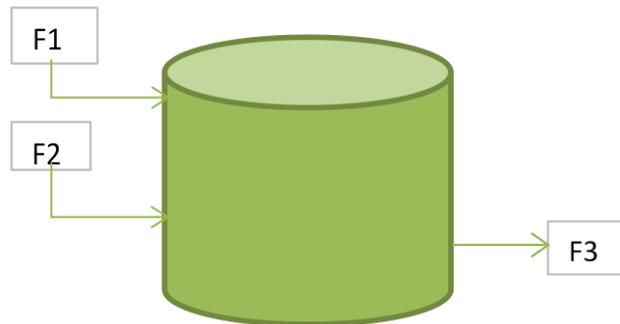


Tabla 5: Detalle de balances de masa. Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa.

	Flujos		
	F1 (Kg/Lote)	F2 (Kg/Lote)	F3 (Kg/Lote)
Agua	454	-	289
Nutrientes	18,2	-	6,4
Glucosa	0,93	-	0,3
Biomasa	-	36	242
T°C	25	25	25

3.1.2. Cultivo de *D. salina* en alginato

La segunda etapa de propagación es una operación batch. Las condiciones y consideraciones son las mismas que la etapa anterior, pero a un mayor volumen. Dura 10 días, se estima 1 hora para esterilización y aproximadamente 10 minutos en vaciado del tanque. Se asume un aumento de 670% (peso) de biomasa en 10 días de cultivo (59). El consumo de nutrientes se calcula como un 65% de la cantidad presente inicialmente y el aporte de la aireación a los balances no es considerado en los balances, pero se estima como 105,5 (Lts/h). Bajo estos supuestos se calcula un balance con 5,60% de error. Los cálculos se hacen en base al requerimiento de biomasa de las etapas posteriores (Revisar Anexo 1.2).

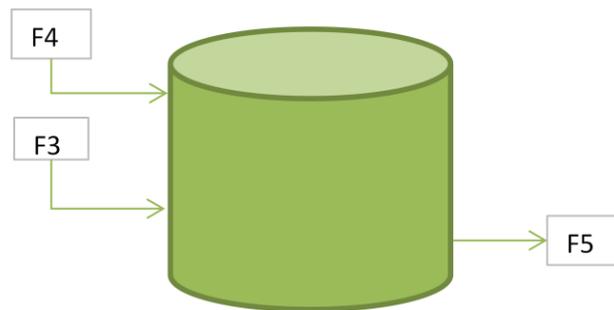


Tabla 6: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de cultivo en alginato.

	Flujos		
	F4 (Kg/Lote)	F3 (Kg/Lote)	F5 (Kg/Lote)
Agua	2.736	289	1.930
Nutrientes	121	6,4	49
Alginato	6,2	-	2,2
Biomasa	-	242	1.612
T°C	25	25	25

3.1.3. Rompimiento celular de residuo algal

Es la primera etapa en la línea de acondicionamiento de desechos. El objetivo es romper las células de alga y mejorar el rendimiento de los procesos posteriores. Se asume que no hay pérdida de masa en esta etapa, ya que consiste solo en rompimiento por sonicación. La concentración de desechos es 181 (grs/Lt) diluidos en agua. Se asume una etapa de mezclado de 20 minutos y la duración del proceso de aproximadamente 50 minutos. Esta etapa es de operación continua y el flujo pasa directamente a la siguiente etapa. Los cálculos también se hacen en base al requerimiento de biomasa de las etapas posteriores (Revisar Anexo 1.3).



Tabla 7: Resumen de flujos para tratamiento de ultrasonido, F6 entrada de agua, F7 entrada de desechos y F8 salida de la etapa.

	Flujos		
	F6 (Kg/Lote)	F7 (Kg/Lote)	F8 (Kg/Lote)
Agua	8.317	-	8.317
Desechos	-	1.823	1.823
T°C	25	25	25

3.1.4. Tratamiento termo-alcálico

Luego del rompimiento celular se realiza un tratamiento termo alcalino, el cual tiene como objetivo mejorar la absorción de azúcares por parte del hongo en el cultivo posterior. Este proceso se realiza en el mismo tanque de cultivo principal. Se agrega agua y NaOH, con una concentración de 0,5 N, a la mezcla proveniente del rompimiento celular anterior. Se procesa a 121°C por 20 minutos, para luego enfriar a 25°C. A continuación, se neutraliza la mezcla con HCl y se agregan el resto de nutrientes para completar el medio de cultivo. Se considera que la neutralización genera agua (91 kg) y NaCl (295 kg). El tiempo de operación se considera como 1 hora calentamiento y enfriamiento, además de los 20 minutos de tratamiento. Las cantidades se calculan en base al requerimiento de medio del cultivo principal (Revisar Anexo 1.4).

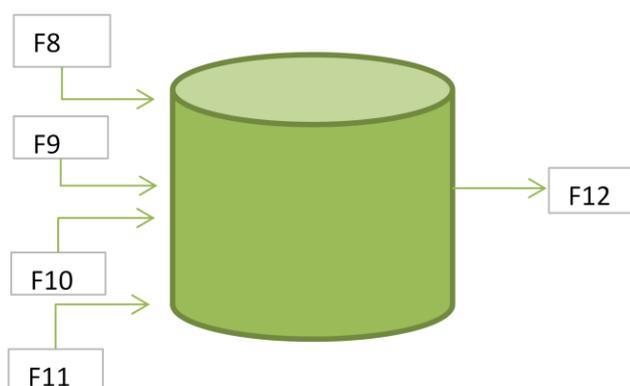


Tabla 8: Flujos por lote para la etapa de tratamiento termo alcalino.

Flujos					
	F8 (Kg/Lote)	F9 (Kg/Lote)	F10 (Kg/Lote)	F11 (Kg/Lote)	F12 (Kg/Lote)
Agua	8.317	-	-	8.147	16.555
Desechos	1.823	-	-	-	1.823
NaOH	-	202	-	-	0
HCL	-	-	184	-	0
NaCl				18	313
Nutrientes	-	-	-	500	500
T°C	25	25	25	25	25

3.1.5. Cultivo principal de *D. salina*

Es la etapa principal del proceso, un cultivo en desechos algales. Es donde se transforma la principal materia prima en el producto deseado, aumentando la concentración de proteínas con el crecimiento de los hongos. La base de los cálculos de esta etapa son datos experimentales de la composición del medio luego del cultivo. Los datos permiten saber de manera realista la concentración de proteínas final, pero no se tienen datos sobre la cinética de crecimiento de la biomasa. Por lo tanto, los flujos de salida se presentan en función de los componentes (proteínas, carbohidratos, grasa, ceniza y agua). Se considera un cultivo de 8 días a 25°C y agitación proporcional a 200 rpm. No se realiza esterilización debido a que fue realizada en la etapa de tratamiento alcalino. El tanque se vacía en 28 minutos y la aireación se estima de 713 (Lts /h) (Revisar Anexo 1.5 para mas detalles).

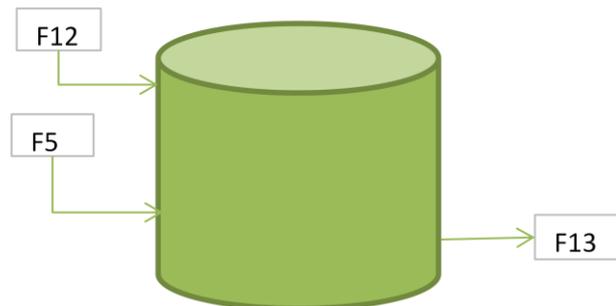


Tabla 9: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de cultivo en desechos.

	Flujos		
	F12 (Kg/Lote)	F5 (Kg/Lote)	F13 (Kg/Lote)
Agua	16.464	1.930	20.135
Agua Neut.	91		
Nutrientes	812	49	-
Desechos	1.823	-	-
Biomasa	-	1.612	-
Proteinas	-	-	991
H de C	-	-	542
Grasa	-	-	41
Cenizas	-	-	1.073
NaOH	0	-	0
HCl	0	-	0
T°C	25	25	25

3.1.6. Rompimiento celular de *D. salina*

Al finalizar el cultivo principal comienza la línea de purificación, la cual busca principalmente disminuir la humedad y la concentración de cenizas. Como principal etapa se necesita romper las células del hongo y liberar su contenido. Para esto se utiliza el mismo equipo de rompimiento de la etapa anterior de rompimiento, esta vez la cantidad de sólidos se encuentra en una concentración de 113 (grs/Lt). No se consideran perdidas de masa y se espera poder procesar todo el lote en 1 hora 115 minutos (Revisar Anexo 1.6 para mas detalles).



Tabla 10: Resumen de flujos para segundo tratamiento de ultrasonido, F13 entrada de la etapa y F14 salida de la etapa.

	Flujos	
	F13 (Kg/Lote)	F14 (Kg/Lote)
Agua	20.135	20.135
Grasas	41	41
NaOH	0	0
HCL	0	0
H de C	542	542
Cenizas	1.073	1.073
Proteinas	991	991
T°C	25	25

3.1.7. Remoción de cenizas

Parte importante de la purificación es la remoción de compuestos con bajo valor nutricional, por lo tanto se decide remover parte las cenizas en la mezcla. Para esto se utiliza un protocolo de remoción (61) que permite remover 40% de las cenizas, sin pérdida en masa de otros sólidos. Se realiza un lavado con agua a temperatura ambiente con una relación de 0,05 solido/liquido a 25°C por 8 horas (Revisar Anexo 1.7).

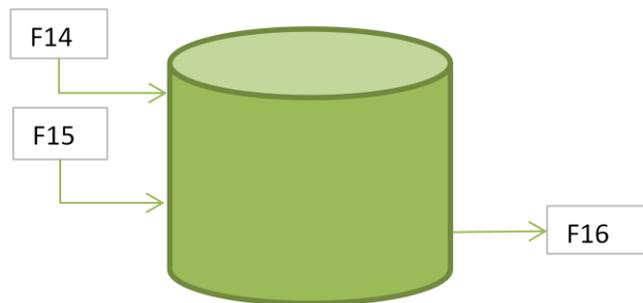


Tabla 11: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de lavado.

	Flujos		
	F14 (Kg/Lote)	F15 (Kg/Lote)	F16 (Kg/Lote)
Agua	20.135	30.164	50.299
Grasas	41	-	41
NaOH	0	-	0
HCL	0	-	0
H de C	542	-	542
Cenizas	1.073	-	1.073
Proteinas	991	-	991
T°C	25	25	25

3.1.8. Centrifugación

Luego del lavado, se necesita remover el agua. Se comienza con una etapa de centrifugación, la cual opera de forma continua. Esta etapa permite remover 81% del agua presente, con una pérdida de aproximadamente 1% de de masa solida. El agua extraída sería enviada a tratamiento de riles de ser requerido, pero esa etapa no fue considerada en el estudio. El proceso de centrifugación demora 40 minutos (Revisar Anexo 1.8).

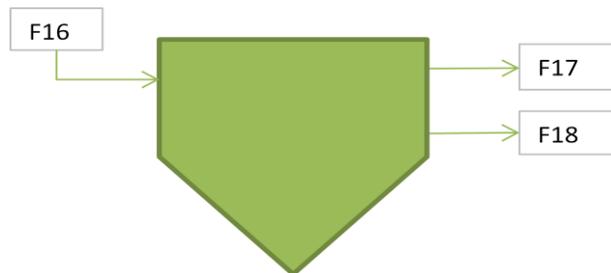


Tabla 12: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de centrifugación

	Flujos		
	F16 (Kg/Lote)	F17 (Kg/Lote)	F18 (Kg/Lote)
Agua	50299	40815	9484
Grasas	41	0,41	41
NaOH	0	0	-
HCL	0	0	-
H de C	542	5,4	537
Cenizas	1073	436	637
Proteinas	991	9,9	981
T°C	25	25	25

3.1.9. Secado

La última etapa del proceso es el secado, se espera remover el resto del agua dejando el producto con 5% de humedad. Debido a que no es necesario proteger la integridad de las proteínas, se puede trabajar con temperaturas de hasta 60°C. Se espera perder un valor cercano al 1% de la materia sólida durante este proceso. El agua extraída sería enviada a tratamiento de riles de ser requerido, pero esa etapa no fue considerada en el estudio. La duración estimada es de 23,34 hrs (Revisar Anexo 1.9).



Tabla 13: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de secado.

	Flujos		
	F18 (Kg/Lote)	F19(Kg/Lote)	F20 (Kg/Lote)
Agua	9.484	9.368	116
Grasas	41	0,41	40
NaOH	-	-	-
HCL	-	-	-
H de C	537	5,4	531
Cenizas	637	6,4	631
Proteínas	981	9,8	971
T°C	25	25	25

3.1.10. Rendimientos

En función de los balances de masas se calcularon los rendimientos del proceso. Se obtuvieron rendimientos para la producción de proteínas y para el producto completo, que considera carbohidratos, proteínas, grasas y cenizas restantes. Se calcularon en función de la suma de todos los nutrientes utilizados en las tres etapas de cultivo.

Tabla 14: Rendimientos del proceso para proteínas y producto completo.

	% de masa total de medios de cultivo
Producción de proteína	34,9
Producto completo	82,3

3.2 Equipos

3.2.1 Elección de equipos

Como ya se mencionó, la mayoría de las etapas operan de forma batch. La primera línea son los cultivos de propagación, los cultivos en glucosa y alginato se realizarán en tanques de

fermentación con volúmenes adecuados para los niveles de producción. Estos tanques requieren de un sistema de aireamiento, agitación y de un sistema de control de temperatura. Se optó por un sistema de calentamiento eléctrico y para enfriamiento se requerirá una chaqueta conductora. También se utilizará un autoclave para la esterilización de compuestos como la glucosa, que se utilizan en pequeños volúmenes. Los equipos para almacenaje de biomasa y compuestos no fueron considerados en los cálculos, ya que su costo se estima poco importante.

La línea de acondicionamiento de desechos requiere de un mezclador y de un equipo de rompimiento por ultrasonido. El mezclador no requiere de control de temperatura, solo agitación. El equipo de sonicación deberá operar de manera continua. El tratamiento enzimático se realizará en el mismo tanque de cultivo principal.

El cultivo principal se realizará en un fermentador equipado con aireación, agitación y sistema de control de temperatura. Este debe ser capaz de mantener una presión de 2 atm para el tratamiento alcalino de los desechos, previo al cultivo.

Para la línea de purificación se utilizará el mismo equipo de ultrasonido de la línea de acondicionamiento y luego un mezclador capaz de mantener temperatura ambiente. A continuación se utilizará una centrífuga capaz de operar de manera continua entregando un flujo de producto sólido con baja humedad, la centrifuga permite un buen nivel de separación de los sólidos sin grandes pérdidas de masa (aproximadamente 1%)(62). Por último, se optó por utilizar un secador de tambor para el secado, debido a que sus costos de operación son menores que un secador spray y no se requiere de una gran velocidad para esta etapa, ya que las etapas más lentas del proceso son los cultivos. Por otro lado el modelo de secador elegido puede ser adaptado para utilizar temperaturas cercanas a 60°C.

En las líneas de servicios se consideró la compra de un tanque de almacenamiento de agua y de un equipo de enfriamiento. Se optó por un sistema de enfriamiento con aire, ya que la diferencia de temperaturas es baja en el flujo de enfriamiento (24 a 10 °C). También se consideró una caldera para alimentar el flujo de vapor necesario para el secador. La utilización de bombas esta considerada en el proyecto, pero no en los balances económicos. También se requiere de una caldera para el funcionamiento del secador de tambor.

3.2.2 Dimensionamiento de equipos

El dimensionamiento de los equipos se realizó principalmente en función de los volúmenes de trabajo. En el caso de los fermentadores se calcularon con una relación altura/diámetro de 1,5 y un margen de seguridad de 20%.

Para los mezcladores se consideró una relación de 1 y el mismo margen de seguridad. En cuanto a los equipos de sonicación, centrifugado y secado, estos fueron cotizados y sus dimensiones obtenidas de catálogo, buscando velocidades de producción acordes a lo esperado. Respecto al dimensionamiento de equipos para servicios (caldera, tanque de agua y sistema de enfriamiento), fueron calculados en función del volumen máximo a trabajar en 1 día, añadiendo un margen extra en caso de inconvenientes (Ver Anexo 1 para más detalles). A continuación se presentan las tablas con las dimensiones de los equipos ya señalados.

Tabla 15: Dimensiones para los reactores y mezcladores. Potencia de los reactores corresponde a potencia de agitación calculada.

Dimensionamiento de Equipos					
Nombre		Volumen de trabajo (mts ³)	Altura (mts)	Diámetro (mts)	Potencia (kW)
Reactor Glucosa	RB-1	0,5	1,21	0,80	1,45
Reactor Alginato	RB-2	3,4	2,27	1,51	5,1
Reactor Principal	RB-3	23	4,29	2,86	18,3
Mezclador I	M-1	10,1	2,49	2,49	50*
Mezclador II	M-2	53,2	4,33	4,33	50*

*: Potencia nominal de catálogo, aproximación debido a corto tiempo de operación del equipo.

Tabla 16: Dimensiones de catalogo para sonicador, centrífuga y secador.

Dimensionamiento de Equipos							
Nombre		Volumen de trabajo (mts ³)	Modelo	Altura (mts)	Largo (mts)	Ancho (mts)	Potencia (kW)
Sonicador	SN-1	23	Hielscher UIP16000	3,61	0,6	0,6	64*
Centrífuga	CN-1	53,2	LW720x2950B	1,50	6	3,25	110*
Secador	SC-1	9,4	Andritz Single Drum Dryer Model E	6,50	8,8	3	130*

*: Potencia nominal de catálogo, aproximación debido a corto tiempo de operación del equipo.

Tabla 17: Dimensiones para caldera, estanque de agua y unidad de enfriamiento.

Dimensionamiento de Servicios				
Nombre		Volumen de trabajo (mts ³)	Altura (mts)	Diámetro (mts)
Caldera	C-1	15,7	2,89	2,89
Estanque de agua	TA	63,8	7,31	3,65
Unidad de enfriamiento	SE	105,7	5,45	5,45

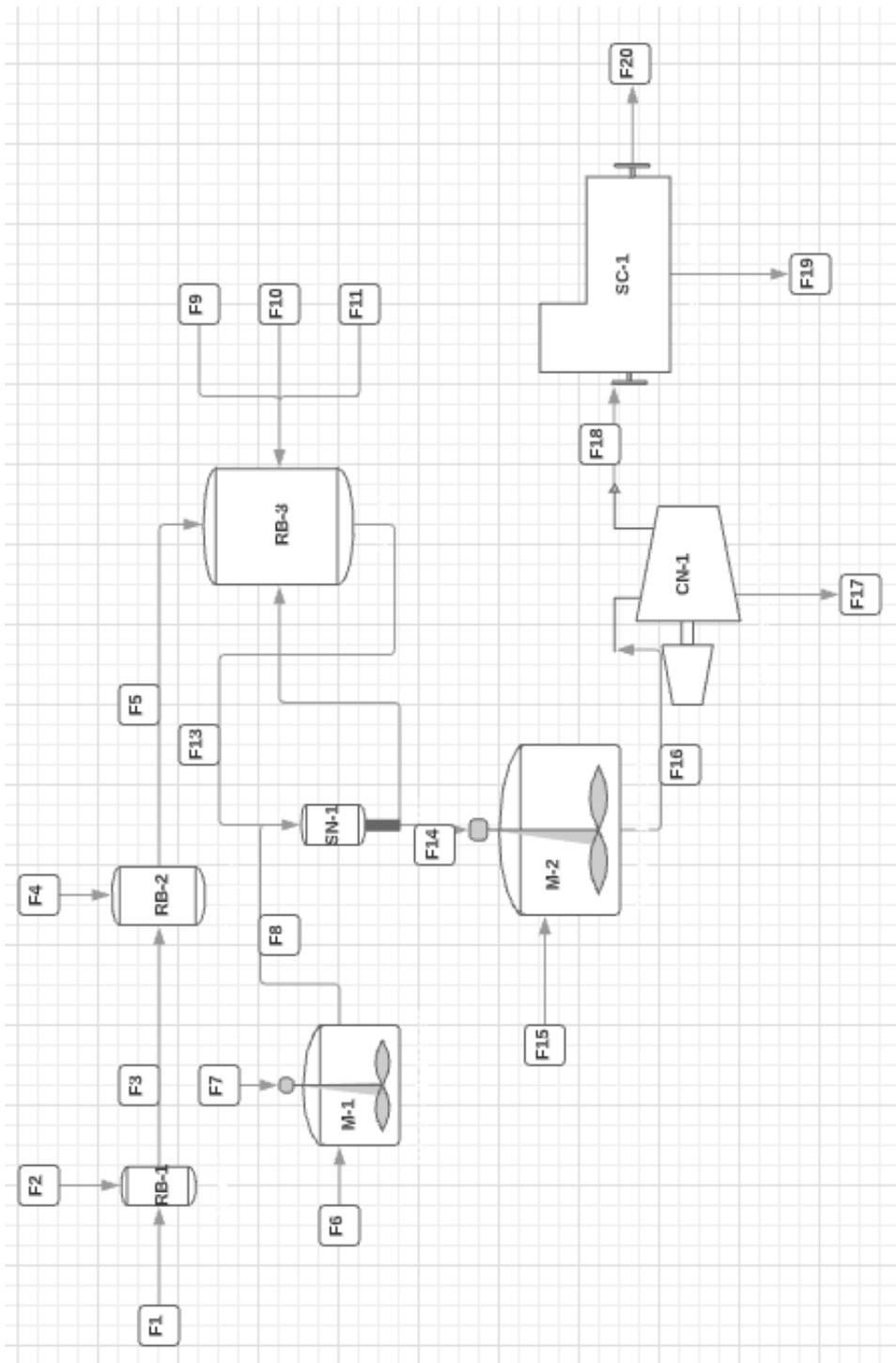


Diagrama de flujos: Esquema de equipos y flujos en el proceso productivo.

4. Balances de energía

La mayor parte del proceso se realiza a la misma temperatura (25°C), la cual se considera como temperatura ambiente. Si bien todos los equipos batch fueron pensados con sistemas de control de temperatura, no se considerará dentro de los cálculos el gasto de mantención de temperatura. Los procesos de calentamiento están relacionados principalmente con la esterilización de los medios de cultivo. La temperatura utilizada normalmente para este proceso son 121°C por 15 minutos. Se calculó la energía necesaria para calentar a esta temperatura y luego enfriar a 25°C. Los sistemas de calentamiento son eléctricos, a diferencia del enfriamiento realizado a través de agua y una torre de enfriamiento. Además se requiere calentar a 121°C durante el tratamiento termo alcalino. Este proceso cubrirá la esterilización para el cultivo principal, ya que su duración es de 20 minutos. Los medios de cultivo fueron aproximados como solo agua y en el caso de los desechos se utilizó el calor específico de un alga (Ver Anexo 2).

Para los procesos de calentamiento se calculó la cantidad de calor (kJ) para subir la temperatura del volumen deseado. Se considera que estos procesos serán realizados por resistencias eléctricas, añadiéndose al costo de servicio eléctrico.

Tabla 18: Balances de energía para los calentamientos, F1 (RB-1), F2 (RB-2), F6 (RB-3).

F1	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Presión (atm)	Cp (KJ/Kg*K)	Q(KJ)
M. Cultivo	473	25	121	2	4,249	192.928

F4	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Presión (atm)	Cp (KJ/Kg*K)	Q(KJ)
M. Cultivo	3153	25	121	2	4,249	1.286.226

F8	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Presión (atm)	Cp (KJ/Kg*K)	Q(KJ)
Agua	8317	25	121	2	4,249	3.392.528
Desechos	1823	25	121	2	1,5	262.541

En cuanto a los procesos de enfriamiento, estos serán realizados a través de corrientes de enfriamiento utilizando chaquetas en los tanques. Se calculó el intercambio de calor en la chaqueta y el flujo de agua necesario (FE 1,2,3). Se consideró un sistema de enfriamiento de agua y un costo asociado a sus características de catálogo.

Tabla 19: Balances de energía para los enfriamientos, F1 (RB-1), F2 (RB-2), F6 y F7 (RB-3). Flujos FE representan el agua de enfriamiento. El tiempo par el enfriamiento (t) se obtiene según lo descrito en el Anexo 2.

F1	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
M. Cultivo	473	121	25	-192928	
FE1	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	3292	10	24	192928	20,5

F4	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
M. Cultivo	3153	121	25	-1286226	
FE2	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	22011	10	24	1286226	39

F8 + F9	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
Agua	8317	121	25	-3392528	
Desechos	1823	121	25	-262541	
NaOH	202	121	25	-28371	
FE3	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	62853	10	24	3682440	42

Es importante aclarar que los volúmenes son calentados y luego enfriados en el mismo tanque, por lo tanto no hay corrientes que se puedan utilizar para hacer integración energética. Ya que todas la corrientes que circulan lo harán a 25°C. La única corriente que podría ser utilizada para integración, es el vapor utilizado por el secador (SC-1). A la salida del secador esta corriente de servicio consiste en el condensado del vapor, que se encuentra a una alta temperatura. Pero este proceso se realiza 2 días antes de los calentamientos para esterilización, lo cual impide la utilización del flujo para calentar los medios de cultivo.

5. Evaluación económica

En esta sección se presentaran los principales resultados de la evaluación económica. Abarcando los cálculos del capital de inversión (Capex) y costos de operación (Opex), flujos de cajas y análisis de sensibilidad.

5.1 Capital de inversión (Capex)

El capital de inversión corresponde al costo de la planta y su instalación. Es el gasto necesario a realizar antes de poder iniciar actividades. Se consideraron distintas necesidades a suplir, pero las principales fueron los equipos y el terreno. A partir de estos dos puntos, lo cuales fueron estudiados y cotizados, se obtiene el resto de costos como porcentajes. Primero se consideraron los principales equipos utilizados en el proceso, los dimensionamientos fueron realizados previamente y se buscaron precios para tales capacidades. en caso de no encontrar un equipo a fin con el dimensionamiento, se utilizó un ajuste para los costos (Anexo 7.2).

Tabla 20: Costo de los principales equipos.

Equipos:		Monto Estimado(M\$ CLP)
Bio-Reactor 1	RB-1	72,7 (63)
Bio-Reactor 2	RB-2	162,3 (64)
Bio-Reactor 3	RB-3	195,1 (65)
Mezclador 1	M-1	17 (66)
Sonicador	SN-1	71,6 (83)
Mezclador 2	M-2	45,3 (66)
Centrífuga	CN-1	199,3 (67)
Secador	SC-1	112,9 (68)
Sistema de enfriamiento	SE	29,8 (69)
Caldera	C-1	6,8 (70)
Tanque Agua	TA	6,9 (71)

El total del costo de los equipos es M\$ 919,5 CLP, al cual se le agrega un 15% en costos de envío. Los equipos más caros son la centrífuga y el secador, los cuales fueron modelos específicos seleccionados. También los bio-reactores 2 y 3 se encuentra entre los equipos más caros debido su tamaño y complejidad.

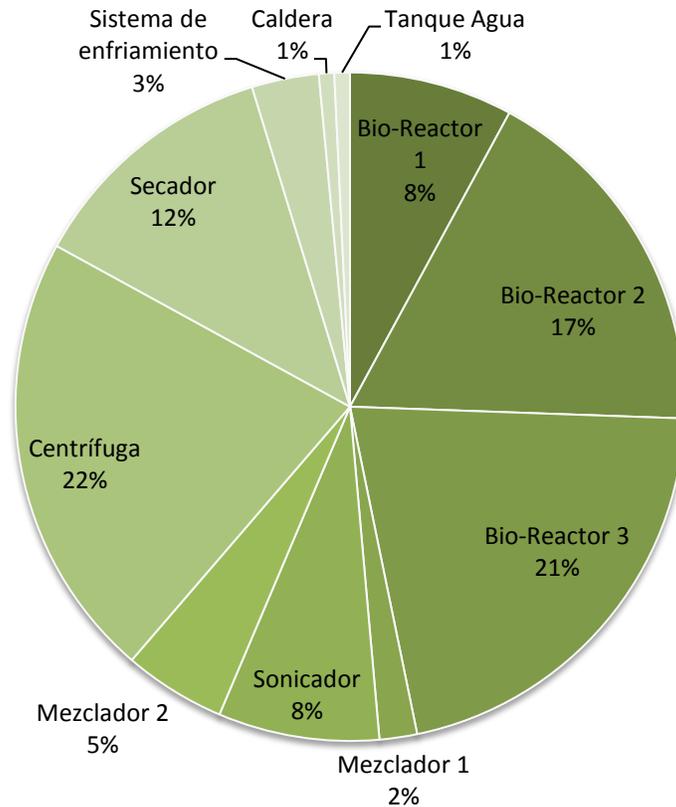


Gráfico 2: Proporción y comparación de gasto en equipos.

El gasto total de inversión es M\$ 2.862 CLP, los porcentajes utilizados para el resto de los costos, a excepción del terreno, se pueden encontrar en el Anexo 7.2. En cuanto al terreno se considero el tamaño según el layout de la empresa el cual cubre un área de 2.652 mts². Por lo tanto se buscó el valor de un terreno de 4000 mts², en un área industrial en Santiago.

Tabla 21: Valores de las distintos gastos de inversión.

	Total(M\$ CLP)
Equipos	1.057
Instalación	46
Control	92
Piping	23
Equipamiento Eléctrico	23
Terreno	564
Construcción	368
Mejoras Terreno	92
Ingeniería y Supervisión	46
Gastos de Construcción	46
Contratistas	74
Instalaciones Servicio y Laboratorio	184
Contingencias	248
Total:	2.862

Se obtuvo que los principales costos de inversión son los equipos, el terreno y los costos de construcción. También se consideró un fondo de 10% de la inversión para contingencias.

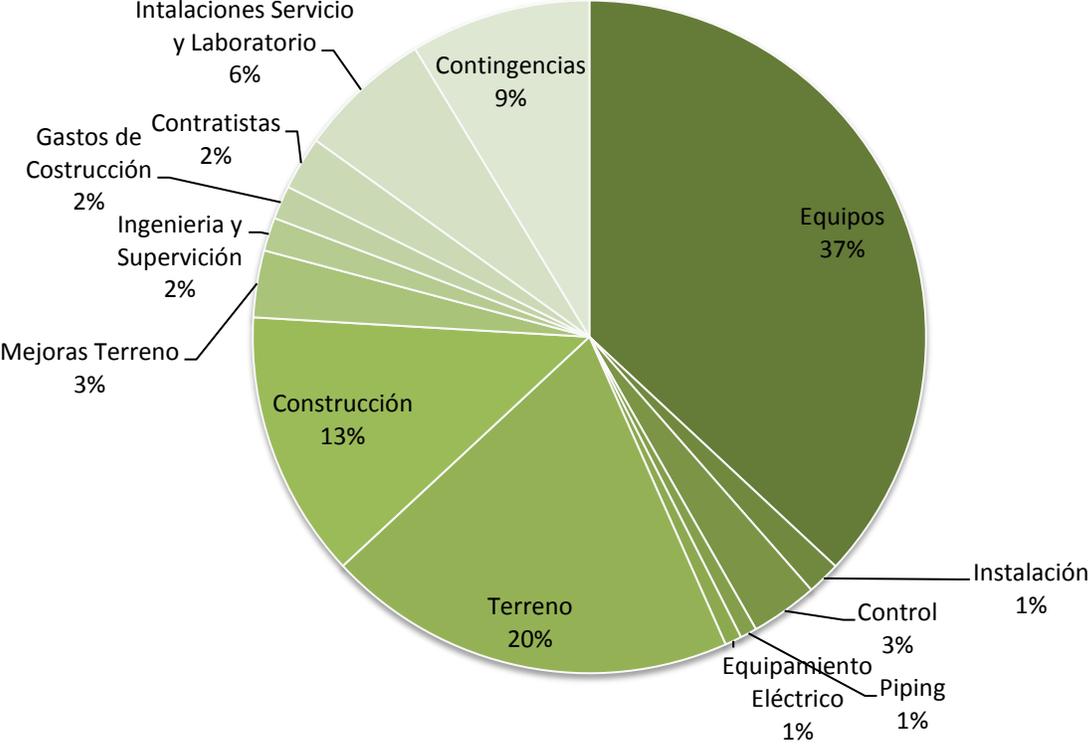
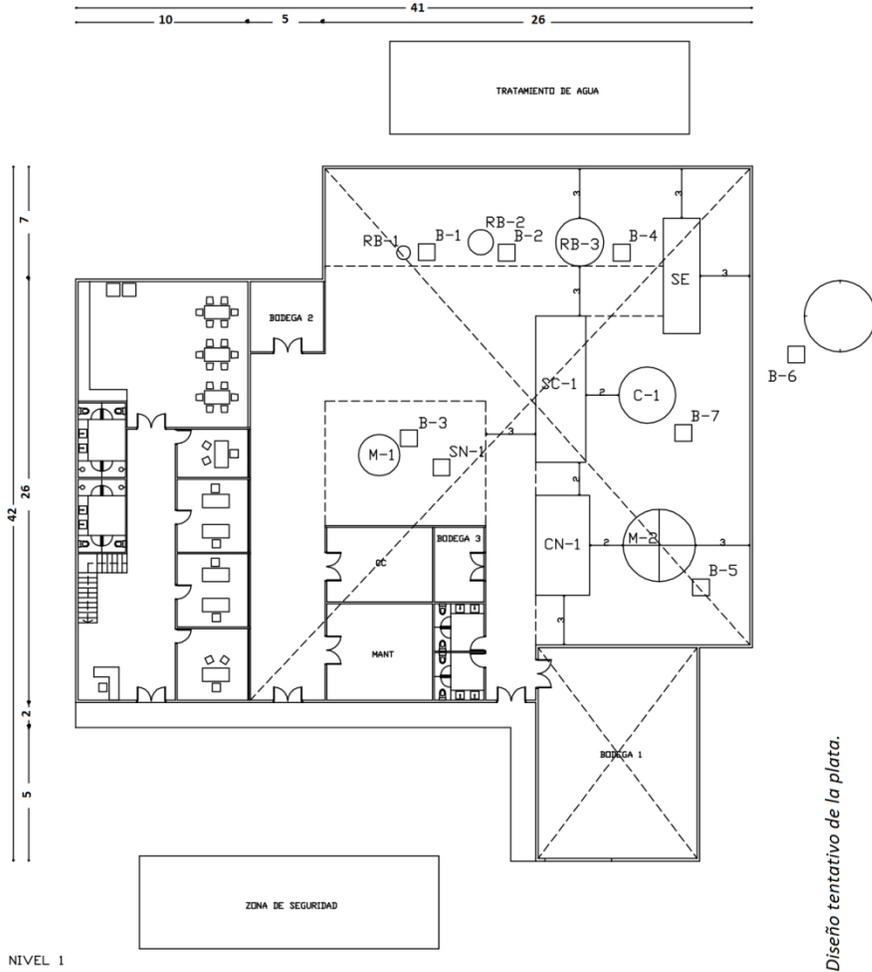
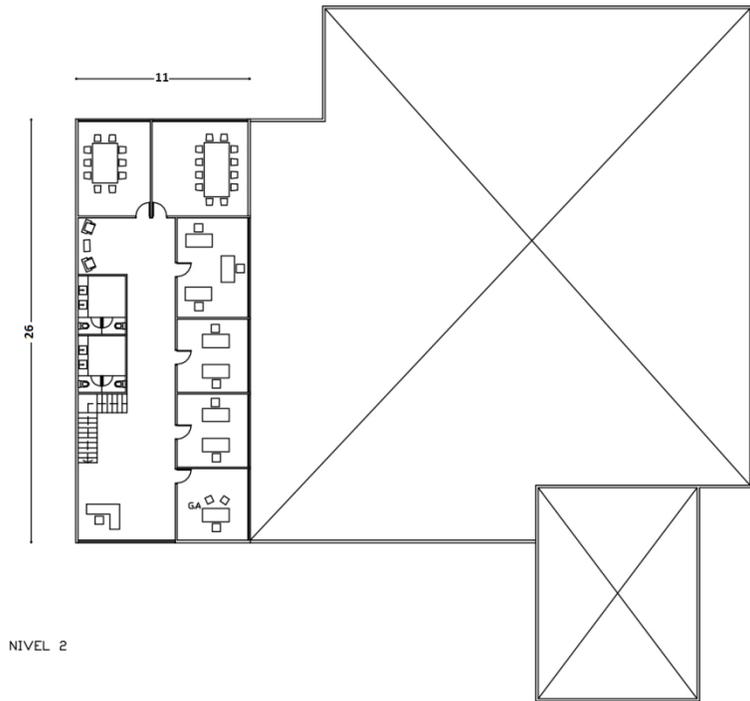


Gráfico 3: Importancia de los distintos costos de inversión.



Layout: Diseño tentativo de la plata.



5.2 Costos de operación (Opex)

Los costos de operación representan los gastos necesarios para el funcionamiento de la planta, los cuales en este caso son calculados para periodos de un año. Se consideraron costos directos como: Materias prima, servicio eléctrico, mano de obra, supervisión, mantenimiento, laboratorio y patentes. De estos datos, los gasto en patentes fueron considerados como un 5% del total de los costos operacionales. Respecto a los costos indirectos se consideró: Depreciación, impuestos, seguros, gastos de administración y ventas y gastos de marketing. Para las estimaciones se utilizaron datos de los balances de masa y energía realizados junto a cotizaciones de los costo, para calcular el gasto en materias prima y servicios.

Tabla 22: Resultados obtenidos para los costos de operación para la situación base.

	Gasto (M\$ CLP/Año)	% Opex
Materias Prima	27	7
Sueldos	238	66
Servicios	56	16
Patentes	18	5
Seguros	5	1
Gastos Admin y Ventas	6	2
Gastos Marketing	11	3
Total	361	

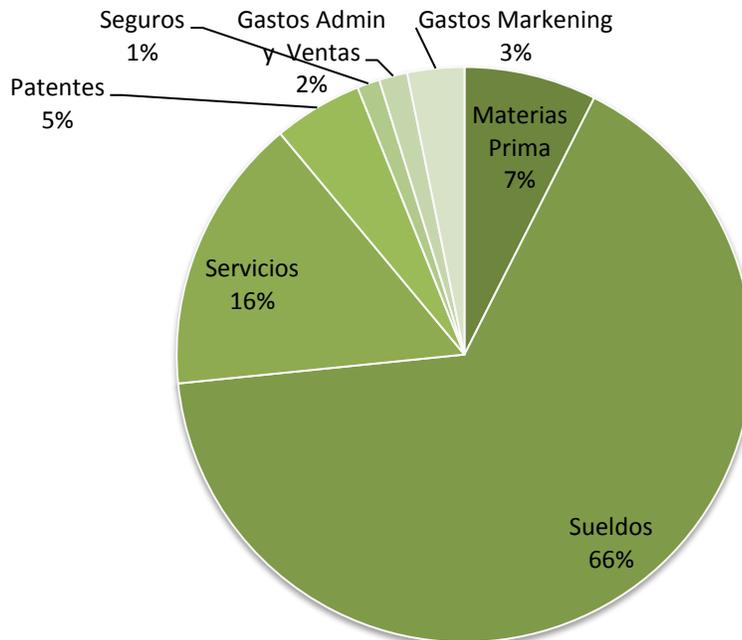


Gráfico 4: Proporción de los gastos de operación para la situación base.

Se construyó un organigrama para poder estimar el personal necesario, con 18 empleados para el área de producción y 11 en el área administrativa (incluyendo gerencia). De los 18 empleados de producción 12 se encuentran repartidos en 3 turnos semanales y 1 turno de fin de semana. También se consideraron 2 guardias y 2 miembros para el personal de aseo con turnos rotativos. El resto de los costos se calculan a partir de estas estimaciones. Finalmente se obtuvo un Opex de \$361 millones CLP.

Debido al alto costo en sueldos, se revisó el organigrama diseñado y se trató de disminuir el personal (Anexo 6). Para esto se considero la posibilidad de que la planta funcione como parte de una operación más grande. Por ejemplo, como parte de la planta que produce los desechos algales. De esta manera se omite el personal administrativo, como gerencia. Con estas nuevas consideraciones se logró disminuir la importancia del costo en sueldos de un 66% a un 48%, lo cual sigue siendo un porcentaje alto.

Tabla 23: Resultados obtenidos para los costos de operación para la situación con personal reducido.

	Gasto (M\$ CLP/Año)	% Opex
Materias Prima	27	13
Sueldos	97	48
Servicios	56	28
Patentes	10	5
Seguros	4	2
Gastos Admin y Ventas	3	1
Gastos Marketing	6	3
Total	202	

5.3 Ingresos

El objetivo de este estudio es evaluar la factibilidad de producir suplemento para alimentación de salmones, utilizando cultivos de hongo. En concreto se apunta comercializar un sustituto para la harina de pescado en la dieta de los salmones en Chile. Se encontró que el precio promedio de la harina de pescado en los últimos 2 años es aproximadamente \$1.100 CLP por kilogramo (72). Se utilizó este valor como base para los cálculos. Si bien la composición del producto logrado es similar, mas no igual, a la harina de pescado, se asumió que cada kilo de producto seria vendido a un precio similar. Cabe destacar que se deben realizar estudio de la composición aminoacídica y digestibilidad antes de poder validar el producto para este uso.

Tabla 24: Composición estimada para el producto final y aproximada para harina de pescado (73).

Composición (% p/p)	Producto	Harina de Pescado
Humedad	5	10
Proteínas	42	50
H de C	23	-
Grasa	2	14
Cenizas	28	17

Los balances de masa permitieron estimar una producción anual de 75.346 kg de producto, los cuales a un precio de \$1.100 CLP/kg dan un ingreso de \$82.847.684 CLP al año. Al comparar este ingreso con los costos de operación se observa que el ingreso por ventas de suplemento para salmones es ampliamente insuficiente para cubrir los gastos.

Por lo tanto se decide considerar un subproducto, al menos como parte de recomendaciones para futuros estudios. Se ha reportado la presencia de hidrofobinas en la *Dendryphiella salina*. Las cuales tiene un gran valor comercial, se estimó el valor en función de su valor de venta \$ 1.140.000 CLP /miligramo (74). Debido a que no se realizó un estudio sobre la complejidad del proceso de purificación se asume un valor de solo el 10% del obtenido es decir \$114.000 CLP/miligramo. Un estudio realizado sobre la extracción de estos compuestos desde hongos filamentosos, reportó un rendimiento de 5 mgr/L (75). Con este dato se obtuvo una posible producción anual de 3,48 kg de hidrofobinas, pero se considerará que solo se logra producir un 1% de esta cantidad. Estos datos serán utilizado para realizar recomendaciones a futuro y no como parte de los ingresos del flujo de cajas principal, ya que no se pudo estimar los costos. A fin de realizar un análisis preliminar a la este proceso, se realizó un flujo de cajas secundario asumiendo un aumento en el costo de los equipos de un 200%, un aumento de 300% en el costo de suministros y un aumento de 300% en el gasto eléctrico.

Tabla 25: Ingreso para el producto principal y estimación para producción de hidrofobinas (74).

Ventas	Kg anuales	Precio (CLP/Kg)	Venta Anual (M\$CLP)
Producto	75.346	1.100	83
Hidrofobinas	0,04	114.000.000.000	4.317
Total	-	-	4.399

Para poder realizar el análisis de sensibilidad, se necesita poder calcular el TIR. Ya que la situación base no logra cubrir los costos de operación, no es posible calcular este indicador. Por lo tanto se decidió utilizar un valor del producto que permita logran un VAN igual a 0 y un TIR calculable, con el fin de poder analizar el efecto de algunas variables en la rentabilidad.

Tabla 26: Precio y ganancias del producto que permiten un VAN igual a 0.

Ventas	Kg anuales	Precio (CLP/Kg)	Venta Anual (M\$CLP)
Producto	75.346	12.822	966

5.4 Flujo de cajas

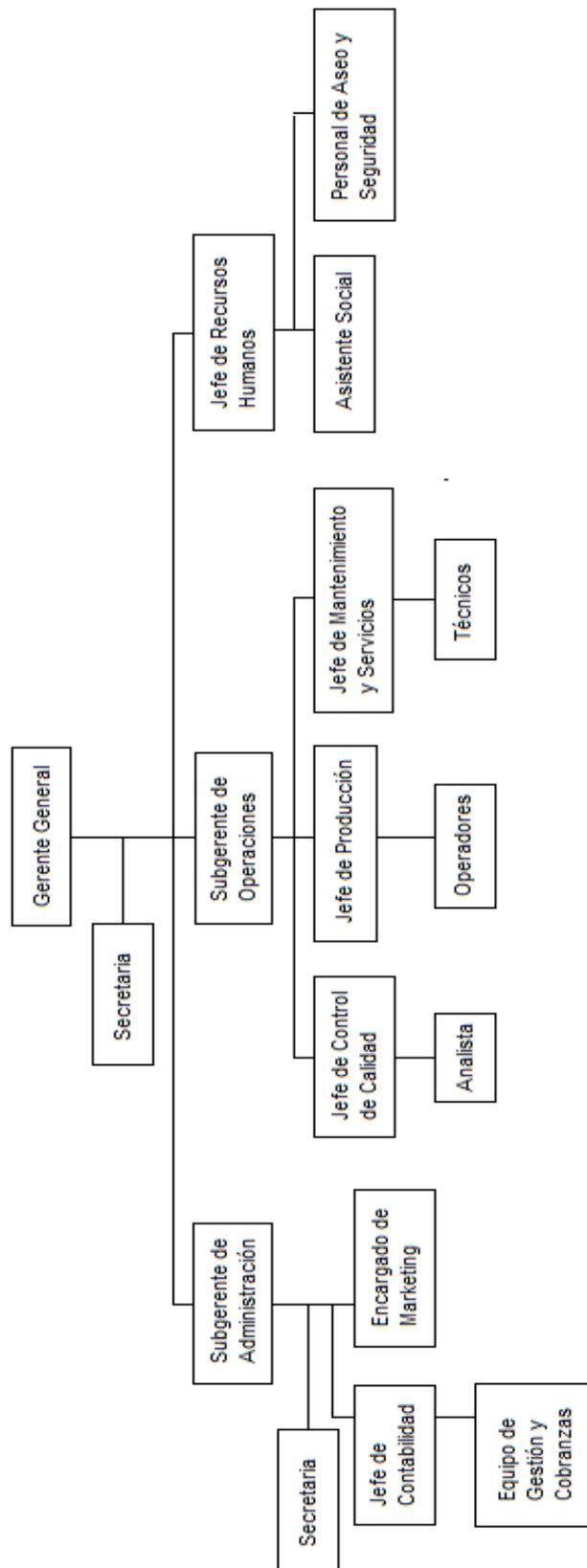
El Flujo de cajas es una herramienta que permite evaluar la rentabilidad de un proyecto. Se pueden realizar para distintos periodos de tiempo. Uno de los factores más importantes es la tasa de descuento, la cual permite calcular la desvalorización de las ganancias futuras llevadas al momento actual. El VAN es uno de los principales resultados obtenidos, representa el valor del proyecto completo llevado al momento actual. El TIR es la tasa de retorno del proyecto, si su valor superar a la tasa de descuento utilizada, implica que el proyecto es rentable. Por último el PIR corresponde al tiempo que le toma al proyecto recuperar la inversión inicial, es decir el momento en que el VAN acumulado supera los gastos de inversión y capital de trabajo.

A pesar de los bajos ingresos calculados, se realizó un flujo de cajas para la situación planteada inicialmente. Como los ingresos no son suficientes para cubrir los gastos de operación, no es posible calcular TIR o PIR. La tasa de descuento utilizada es de 12% (76), e impuestos de un 27%. Se obtuvo un VAN de M\$-4.366 CLP. Si bien la rentabilidad del proyecto es claramente negativa este resultado permiten dimensionar cuan desfavorable es la situación.

Tabla 27: Resultados flujo de cajas situación original.

Resumen de Flujo de Cajas	Valores (M\$CLP)
Ingreso Anual por Ventas	83
Capex + Capital de Trabajo	3.043
Opex Anual	361
VAN	-4.366
TIR	-

También se realizó el flujo de cajas para la estimación de rentabilidad de la producción de hidrofobinas como complemento a la venta de suplemento proteico. Se asumieron las consideraciones mencionadas anteriormente, logrando en este caso los resultados expuestos en la Tabla 28.



Organigrama: Organización del personal considerado para la planta.

Tabla 28: Resultados flujo de cajas para posible producción de hidrofobinas.

Resumen de Flujo de Cajas	Valores (M\$CLP)
Ingreso Anual por Ventas	4.399
Capex + Capital de Trabajo	5.341
Opex Anual	527
VAN	11.131
TIR	50%
PIR	2,2

5.5 Análisis de sensibilidad

Con el fin de determinar las variables más influyentes en la rentabilidad del proyecto se realizó un análisis de sensibilidad a los factores con una mayor importancia en los costo del proyecto. En cuanto al Capex se analizó la sensibilidad del proyecto frente a cambios en el costo de los equipos y del terreno. En el Opex se analizaron cambios en los sueldos, nutrientes del medio de cultivo y servicio eléctrico. También se analizó la sensibilidad frente a cambios en el precio del producto y cambios en el nivel de producción.

Como se mencionó anteriormente, para poder realizar este análisis se utilizó un precio del producto que permitiera lograr un VAN igual a 0 y un TIR que se pueda analizar. Es decir un valor de \$ 12.822 CLP/kg, que es muy superior al precio normal. Se discutirá sobre maneras de lograr aumentos en el precio, pero este valor se utiliza solo con el objetivo de poder realizar un análisis sobre distintos factores.

5.5.1 Análisis de variación en personal y sueldos

Para este análisis se realizaron dos cambios: Primero se realizó un reajuste del organigrama, asumiendo la vinculación a una empresa más grande, disminuyendo el personal administrativo (Anexo 6). Luego se disminuyeron los sueldos un 25% sobre este nuevo organigrama y por último se aumentaron los sueldos un 25% sobre el organigrama original. Se obtuvieron 4 situaciones que permiten registrar la sensibilidad del proyecto frente a estos cambios.

Tabla 29: Resultados sensibilidad frente a cambios en personal y sueldos.

	% variación Gasto	% variación OPEX	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0		0	12%	
Personal mínimo	-59	-44	656	16%	4%
Personal mínimo -25%	-70	-52	770	17%	5%
Situación base +25%	25	16	-246	10%	-2%

5.5.2 Análisis de variación en costo de nutrientes

Se Identificó los nutrientes para el medio del cultivo como uno de los suministros más caros y con más posibilidades de variación , por lo tanto se analizó la sensibilidad frente a cambios en este factor.

Tabla 30: Resultados sensibilidad frente a cambios en el costo del medio de cultivo.

	% variación Gasto	% variación OPEX	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0		0	12%	
Medio de cultivo -50%	-50	-2	23	12,2%	0,2%
Medio de cultivo +50%	50	2	-23	11,8%	-0,2%

5.5.3 Análisis de variación en gasto en servicio energético

Luego del gasto en sueldos, el consumo energético parece ser el mayor gasto de operación en la planta, dentro del cual el consumo de los equipos y calentamientos es el más importante. Se realizó un análisis de sensibilidad frente a cambios en el gasto energético, ya sea por precio o por flujo.

Tabla 31: Resultados sensibilidad frente a cambios en el gasto en servicios (electricidad y gas natural).

	% variación Gasto	% variación OPEX	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0		0	12%	
Gasto energético -50%	-50	-8	116	12,8%	0,8%
Gasto energético +50%	50	8	-116	11,2%	-0,8%

5.5.4 Análisis de variación en el costo de los equipos y terreno

Se analizó la variación de costos de inversión, comenzando con el costo de los equipos que resultó ser el factor de mayor importancia en el capex. Debido a que el costo de los equipos se utilizó para calcular otros factores dentro del capex, estos cambios afectaron a todos ellos. También se analizó el efecto de los cambios en el costo del terreno.

Tabla 32: Sensibilidad frente a cambios en el costo de equipos y terreno.

	% variación Gasto	% variación CAPEX	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0		0	12%	
Equipos -25%	-25	-18	425	16%	4%
Equipos +25%	25	20	-532	9%	-3%
Terreno -25%	-25	-0,05	144	13%	1%
Terreno +25%	25	0,05	-144	11%	-1%

5.5.5 Análisis de variación en el precio del producto

Se analizó el efecto de cambios en el precio de venta del producto. Si bien el precio base considerado para este análisis no es el real, se puede concluir respecto a la sensibilidad del proyecto a su variación.

Tabla 33: Resultados de sensibilidad frente a cambios en el precio del producto.

	% variación Precio	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0	0	12%	
Cambio Precio -25%	-25	-1.090	5%	-7,1%
Cambio Precio +25%	25	1.090	19%	6,5%

5.5.6 Análisis de variación en la escala de producción

Se consideró importante analizar el efecto de variar el nivel producción. Este cambio se realiza sobre la cantidad de desecho procesada anualmente. El caso base propuesto son 60 toneladas de desechos utilizados por año. Por lo tanto se realizaron variaciones en torno a este valor, con el mismo precio utilizado en los análisis anteriores.

Tabla 34: Resultados de sensibilidad frente a cambios en el volumen de producción.

	% variación Producción	VAN en millones (\$CLP)	TIR%	Variación TIR
Situación base	0	0	12,0%	
25% menos de producción	-25	-782	5,9%	-6,1%
25% más de producción	25	791	17%	5,1%
60% más de producción	60	1.868	22,9%	17,0%

También se realizó un análisis del efecto de estos cambios sobre el precio necesario para lograr un VAN cero. Ya que la situación original no es rentable, este análisis permite vislumbrar el aporte de un aumento de la escala de producción, al mejoramiento de la rentabilidad del proyecto. Los resultados se presentan en la Tabla 35 y se puede ver su comportamiento en el Gráfico 5.

Tabla 35: Valores del producto necesarios para tener rentabilidad, frente a distintos niveles de producción.

	Utilización de desechos (Ton/año)	Precio (\$CLP)
Situación base	60	12.822
50% menos de producción	30	23.353
50% más de producción	90	9.480
100% más de producción	120	7.796
400% más de producción	300	4.488
900% más de producción	600	3.231
1900% más de producción	1.200	2.466

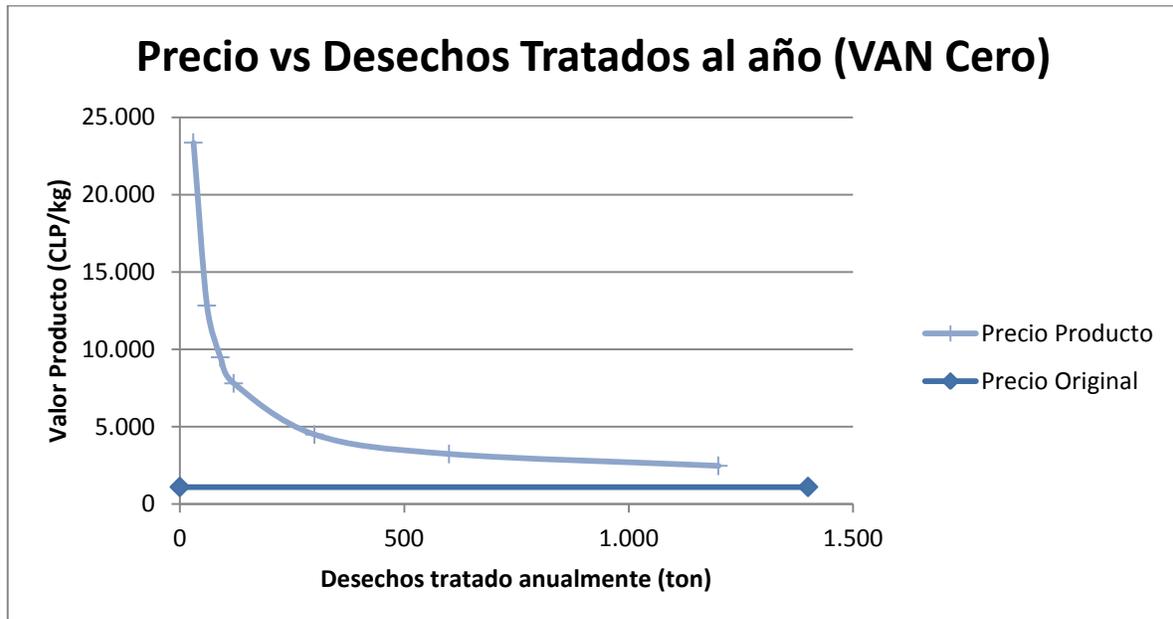


Gráfico 5: Valores del producto que permiten un VAN cero a distintos niveles de tratamiento de residuos (producción). Se muestra también el precio original estimado.

6. Discusión

El objetivo de este estudio es el análisis técnico y económico de un planta de producción de proteína unicelular a partir de desechos de *Macrocystis pyrifera* y el cultivo de del hongo marino *Dendryphiella salina* con este desecho. En términos generales el proyecto demostró ser técnicamente factible, pero económicamente no rentable. Los detalles del análisis serán discutidos en esta sección.

6.1 Análisis técnico

En general el proceso ideado tiene pocas complicaciones, las operaciones son en su mayoría simples y similares a las aplicadas en otras plantas y estudios. Los equipos necesarios existen y se reporta que tienen la capacidad de soportar el uso planteado, también es importante notar que los volúmenes de trabajo no son altos, lo que hace más simple su factibilidad. Se logró definir un proceso a escala industrial, pero se requiere definir mas variables y un estudio más profundo para poder ser llevado a cabo.

- Información sobre el proceso y balances de masa

Al comenzar el análisis técnico del proyecto el primer paso es la recolección de información sobre el proceso a realizar. En este caso una etapa clave en la producción es el cultivo del hongo *D. salina*. Los datos utilizados para los balances de masa de este cultivo se obtuvieron de un estudio a escala laboratorio (59), pero no se logró encontrar información de la utilización de esta especie a escala industrial. La falta de información a esta escala contribuye a aumentar el grado de incertidumbre sobre los resultados obtenidos. Por otro lado no se contaba con la información suficiente para realizar un modelo de crecimiento del hongo, por lo que se utilizaron los datos obtenidos en laboratorio para definir la cantidad de hongo al final de cada cultivo.

En el caso del primer cultivo en glucosa, se utilizaron datos de crecimiento en alginato para estimar un aumento en la biomasa de 670% (peso) y en cuanto al consumo de nutrientes se utilizaron datos del mismo estudio sobre el consumo de azucares (59), para estimar la utilización de la glucosa y esta misma proporción se utilizó para el consumo de los de mas nutrientes. Es de esperar que de realizar un estudio más exhaustivo ya una escala mayor los resultados difieran. El consumo de los nutrientes no tiene mucha repercusión en los cálculos de factibilidad, pero si el crecimiento de biomasa, que pudo haber sido mayor al considerado, ya que el cultivo en glucosa es más favorable para la célula que el cultivo en alginato. El segundo cultivo del hongo, en alginato, fue estimado en base a datos para el mismo sustrato. Por lo tanto es de esperar que sea más preciso que el cultivo anterior, sin embargo los supuestos sobre el consumo de nutrientes siguen siendo poco fiables. El cultivo más importante es el realizado sobre los desechos algales. Para esta etapa se contó con datos más confiables sobre la composición final del cultivo, pues se utilizaron resultados de un

proximal realizados a un cultivo bajo las mismas condiciones. Dado que estos datos eran más fiables, a partir de este punto los balances de masas se desarrollaron en función de la composición general del medio y no de la cantidad de biomasa. Sin embargo, debido a que la cuantificación de la biomasa es compleja en este cultivo, no se tienen datos exactos sobre el crecimiento del hongo en este medio. Se optó por no utilizar este dato en los cálculos dentro de lo posible y se realizó una estimación basada en el crecimiento del cultivo en alginato. Por último, es importante tener en cuenta que la información sobre la composición del hongo también es escasa. Datos como la densidad o la humedad presente fueron obtenidos de otras especies y podrían presentar diferencias con la realidad, pero se espera que sean supuesto razonables dentro de la profundidad del análisis.

Las etapas de pretratamiento de los desechos fueron estimadas siguiendo un protocolo a escala laboratorio (59). Estas etapas no consideran pérdidas de masa ya que su objetivo es solo el acondicionamiento del desecho. Sin embargo sería mejor tener información sobre su realización a mayor escala con el fin de tener consideraciones más precisas. La utilización de distintas técnicas de rompimiento celular en la primera etapa del proceso podría ser considerada. Ya que el rompimiento celular por ultrasonido, si bien se utiliza a escala industrial, no es precisamente la forma más eficiente de realizarlo y se utilizó solo con el fin de mantenerse fiel al protocolo dentro de lo posible.

Existen otras técnicas para lograr la ruptura de células algales, estas deben ser capaces de romper la pared celular, que generalmente es gruesa en algas (27). Además de la utilización de ultrasonido, se ha reportado la utilización de molino de bolas y homogenizador de alta presión, como alternativas mecánicas (27). El molino de bolas a escala industrial utiliza un sistema rotativo para excitar pequeñas bolas y generar daño en las células (36). Este sistema tiene la ventaja de una utilización energética baja en comparación a las otras técnicas. Pero presenta problemas para su escalamiento, principalmente debido el calor generado por la fricción., que requiere de un fuerte sistema de enfriamiento (27). El homogenizador de alta presión bombea la suspensión celular bajo grandes presiones y gracias a una válvula, genera fuerzas de corte. Este proceso es mas fácil de escalar que el molino y no se generan grandes problemas con el calor, pero su consumo energético es relativamente alto (36). Las técnicas químicas, como utilización de enzimas o ácidos, tienen un menor costo energético. Pero algunas, como la utilización de ácido sulfúrico, pueden degradar el compuesto de interés y requerir de pasos de extracción y neutralización. Otras, como la utilización de enzimas son muy eficientes y disminuyen enormemente el costo energético del proceso, pero puede ser caro obtener enzimas para una escala industrial (27). También se ha reportado la utilización de microondas y pulsos eléctricos, como métodos más modernos para este proceso, los cuales podrían ser más baratos y eficientes que las técnicas más comunes (81).

Se podría evaluar la utilización de enzimas para la ruptura, teniendo especial cuidado con los costos de su obtención y con su elección. Para poder romper la pared celular se requería de una enzima alginato liasa. Para las alternativas mecánicas, se debe analizar su consumo energético y en el caso del molino, el control de temperatura. La utilización de microondas se centra en ruptura por calentamiento, pero el costo energético se ha reportado como dos tercios del costo de métodos convencionales (27), por lo que sería interesante una evaluación de esta técnica.

Las etapas de purificación al igual que el resto del proceso fue diseñada en función de protocolos experimentales a pequeñas escalas. La extracción de cenizas se estimó en función de los resultados reportados para procesos con algas (61). Se optó por un lavado a baja temperatura, con poco rendimiento de extracción, pero sin pérdida de masa de interés. En caso de ser necesario podría considerarse utilizar un protocolo más agresivo que permita disminuir la cantidad de cenizas y mejorar la calidad del producto. Las etapas de centrifugación y secado fueron analizadas utilizando información de un estudio de purificación de algas (62), los datos de rendimiento fueron tomados de casos generales y podrían no ser muy precisos. En estas etapas la condiciones de operación tampoco son muy exactas, se espera que en etapas más avanzadas del estudio de este proyecto se puedan ajustar estas condiciones, pero en términos de balances de masa no deberían afectar mayormente.

- *Balances de energía y servicios*

Respecto a las necesidades energéticas del proceso, estas fueron estimadas bajo simplificaciones. El proceso no cuenta con muchos cambios de temperatura que sean importantes para los rendimientos. Solo se cuenta con dos etapas que requiere de calor para su funcionamiento que son: el tratamiento termo alcalino y el secado. Además de estas etapas se consideraron calentamiento con el fin de esterilizar medios de cultivo, mas como una necesidad de este tipo de procesos que como un factor clave en la producción. Dentro de las simplificaciones utilizadas se encuentra la utilización de resistencias eléctricas para los calentamientos. Solo el funcionamiento de la caldera, que permite generar vapor para el secador, se consideró a base de gas natural. Pero es importante mencionar que podrían encontrarse métodos más económicos para todos los servicios. Otros supuestos a destacar es la ausencia de pérdidas de calor, calores de reacción y de mantención. Estos supuestos se sustentan en la poca duración de los procesos a altas temperaturas, con una duración máxima de 20 minutos. Respecto al enfriamiento, en este caso se considero un flujo de agua de enfriamiento, con chaquetas en los tanques y una unidad de enfriamiento del agua. Los cálculos fueron más completos que para los calentamientos, pero podrían ser optimizados. En cuanto a la integración energética, no se consideró; la principal razón es que no existen flujos a distintas temperaturas, el calentamiento y enfriamiento se llevan a cabo en los mismos tanques con poco espacio de tiempo entre ambos, por lo tanto no es posible realizar una integración útil. Por otro lado, el único flujo que se podría aprovechar es la

condensación de vapor que sale del secador, pero este proceso difiere por 2 días de los procesos de calentamiento que podrían aprovecharlo.

De la mano con los balances de energía se encuentra la utilización de servicios. En el caso de esta planta solo se consideran servicios eléctricos y vapor, ya que se utilizan calentadores eléctricos en los tanques. Solo se utiliza vapor para el funcionamiento del secador de tambor al final del proceso. Esta etapa tiene un gasto de producción de vapor que se lleva a consumo de gas natural. Para poder calcular el consumo eléctrico general se utilizaron las potencias de los equipos seleccionados a partir de los datos de catálogo. Pero para los equipos con mayor uso, los fermentadores, se calculó la potencia de agitación como base para el consumo. Esta decisión se tomó por que la diferencia en utilización de los fermentadores en contraste con el resto es muy grande, por lo tanto se buscó tener una mayor exactitud en su estimación. Como ya se mencionó los fermentadores operan a temperatura ambiente, con el consumo energético de los calentamientos puntuales calculados por separado, la potencia de agitación queda como la única fuente importante de gasto energético en estos equipos.

Respecto a la iluminación, se estimó cierto número de focos led por metro cuadrado. Esta estimación si bien es simple se encuentra dentro de lo razonable para cumplir las normas establecidas de iluminación. El consumo por iluminación es bajo en comparación al consumo de los equipo, por lo tanto su exactitud no es relevante.

- Equipos

La selección y dimensionamiento de equipos fueron realizados según las necesidades volumétricas de cada etapa, teniendo en cuenta la producción en lote utilizada durante el proceso. Los equipos de fermentación, mezcla y almacenamiento consisten en tanques asumidos como cilíndricos. Se utilizaron proporciones propias de cada utilización, además de márgenes de seguridad. En cuanto a selección de los equipos, se buscaron tanques estándares para cada aplicación. Respecto a los equipos más especializados, se seleccionó un modelo de sonicador específico debido a su utilización con algas y grandes volúmenes. Las especificaciones fueron conseguidas directamente con proveedores, por lo tanto la información es fiable. Respecto a la centrifuga y el secador también se cotizaron y revisaron modelos específicos, pero los datos de sus rendimientos y consumos pueden no ser muy exactos en relación al desempeño que tendrán, pero se considera suficiente para este análisis.

Para el análisis de aumento de producción, los equipos diseñados como tanques fueron agrandados según fuera necesario, en el caso de los equipos más especializados, se consideró la adquisición de mas unidades o la compra de modelos con mayor capacidad de operación.

- Diseño de la planta

Se realizó el diseño de la planta a través de un Layout, se consideraron los equipos seleccionados y espacios razonables entre ellos y paredes. Algunas de estas distancias

tomadas del decreto 594. Se consideraron instalaciones necesarias como laboratorio, taller de mantención y bodegas. También se dejó un espacio propuesto para tratamiento de agua, pero sin dimensionamiento. Respecto a baños y comedor, se procuró satisfacer las necesidades básicas impuestas por decreto para la cantidad de empleados por turno. Las áreas de oficina fueron colocadas acorde a la necesidad, pero su dimensionamiento no fue muy profundo. Otros aspecto, como tuberías o instalaciones eléctricas no fueron consideradas para este esquema. El diseño cumple la función de permitir una noción del tamaño de la planta y los tamaños se consideraron consistentes con la realidad.

6.2 Análisis económico

Se construyó un flujo de cajas para el proyecto propuesto, cuyos resultados se pueden revisar en la sección anterior. Se estimó el ingreso de la planta como la venta del 100% de la producción al precio de la harina de pescado, que es el producto que se busca sustituir. A pesar de estos supuestos optimistas, las ganancias están lejos de suplir los gastos de operación, este resultado por si solo demuestra que el proyecto no es rentable bajo las consideraciones tomadas y que se requiere que el producto sea casi 15 veces mas caro de lo que se estimó, para que se considere rentable. Por otro lado se necesita disminuir los costos de operación a menos de un 24% del valor obtenido para que los ingresos puedan suplirlos. A pesar de los resultados negativos, se realizaron análisis de sensibilidad a las variables con mayor impacto en los costos e ingresos. También se consideraron posibilidades de aumento del valor del producto y una propuesta de subproducto que podría mejorar los ingresos y hacer el proyecto rentable, pero la estimación de los costos de agregar esta operación se encuentran fuera de los alcances de este trabajo.

- Cotizaciones y costos

Para poder estimar costos es necesario realizar cotizaciones tanto para equipos y otras inversiones, como para suministros y servicios. La mayoría de las cotizaciones que se realizaron corresponden al promedio de costos de venta al por mayor, obtenidos en plataformas de venta en línea. Algunos de los costos de los equipos fueron adaptados a los volúmenes dimensionados en caso de no encontrar el tamaño deseado. En general se espera una alta incertidumbre sobre los gastos definidos, por lo tanto se realizaron análisis de sensibilidad para estos casos. Si se optara por proseguir con el estudio de este proyecto sería necesario cotizar los valores con proveedores concretos y así disminuir la incertidumbre.

- Flujos de caja

Como ya se mencionó, el flujo de cajas realizado demostró que le proyecto base no es rentable, pero existen opciones que no fueron consideradas en el análisis realizado.

Una es la venta de hidrofobinas como subproducto. Se estimó el valor y la posible producción en un escenario poco optimista (10% del precio de mercado y 1% de la posible producción), en parte debido a la poca confiabilidad de los datos, no obstante, podrían permitir un proyecto rentable. Pero se requiere un estudio de los costos de esta operación, para la propuesta realizada se asumió un gran aumento en los costos, pero sin una base técnica. Se descartó el aumento del horizonte de 10 años como una medida para mejorar la rentabilidad, ya que a menos que se logren flujos anuales positivos, no se podrá lograr un resultado favorable.

- *Análisis de sensibilidad*

En la sección de análisis económico se presentaron los principales resultados del análisis de sensibilidad sobre: Sueldos y empleados, costo de los nutrientes, gasto en servicio eléctrico, costo de equipos, costo de terreno, precio del producto y cambios en la producción. El gráfico 5 muestra el efecto de la variación de los factores seleccionados sobre el valor del VAN. Como ya se explicó, se utilizó un valor base del producto que permitiera tener un VAN de 0 y un TIR calculable. En el gráfico 5, las curvas con una menor pendiente son las que tienen una mayor incidencia en el VAN. Se puede concluir que el precio del producto y el volumen de producción son los factores con mayor importancia en cuanto al valor del VAN, seguido por el costo de los equipos y por el gasto en sueldos. Respecto al TIR los resultados son muy similares (Gráfico 6).

Estos resultados muestran que buscar mejorar el valor del producto es un enfoque adecuado para mejorar la rentabilidad del proyecto, también la búsqueda de equipos más baratos. La importancia del gasto en personal en los gastos de operación y los resultados del análisis sugieren que aumentar los volúmenes de trabajo podría también ser un enfoque adecuado para mejorar el proyecto.

Respecto a la búsqueda de un aumento en el precio del producto, se ha reportado una posible ventaja sobre la harina de pescado. Se ha reportado que parte de las algas que conforman el desecho, presentan β -glucanos, carbohidratos con efectos beneficiosos para la salud de los salmones (82). Su principal ventaja es la activación del sistema inmune, mejorando la respuesta frente a distintas enfermedades (82). También se ha reportado que el crecimiento de los hongos en las algas mejoraría la digestibilidad de estos compuestos, lo que agrega un gran atractivo al proceso de cultivo estudiado. Con estas ventajas podría lograrse un aumento en el valor del producto, por sobre el valor de la harina de pescado. Si se agrega un aumento en la escala de producción y la disminución de algunos gastos, podría mejorarse enormemente la rentabilidad del proyecto.

Además existen otros modos de mejorar la rentabilidad. Algunos de los procesos llevados a cabo en la plata propuesta podrían ser exteriorizados. Por ejemplo, las etapas de pretratamiento podrían ser realizadas por una empresa externa y el desecho llegar listo para su uso a la planta. Esta medida permitiría disminuir los costos de

inversión. Una opción atractiva es plantear la planta como parte de la empresa que genera los desechos algales. De esta manera los gastos en sueldos, los más altos en los costos de operación, se verían reducidos enormemente utilizar el personal administrativo ya contratado por la empresa. Al mismo tiempo equipos de servicio u otras etapas, podrían estar presentes en la empresa y no se requeriría de dicha inversión. Esta opción podría ser estudiada con mas información sobre la empresa.

Por último, una vez que se logren ventas que cubran los costos de operación, se debería estudiar el uso distintos métodos de financiamiento para cubrir los costos iniciales y mejorar el proyecto.

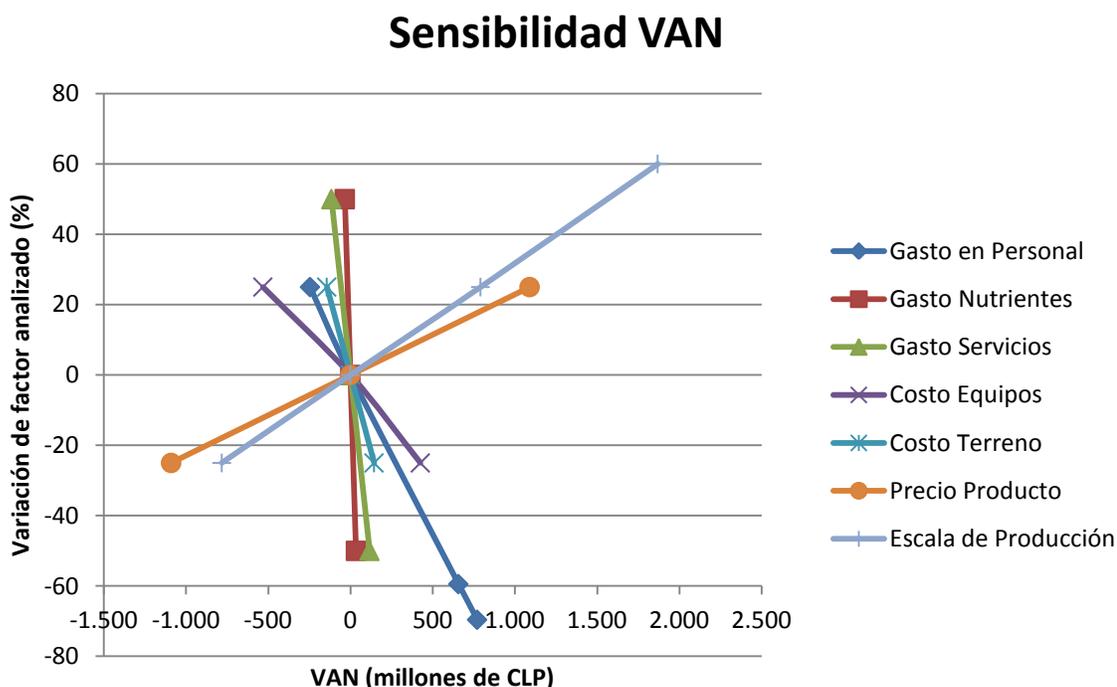


Gráfico 6: Resultados del análisis de sensibilidad del VAN.

Sensibilidad TIR

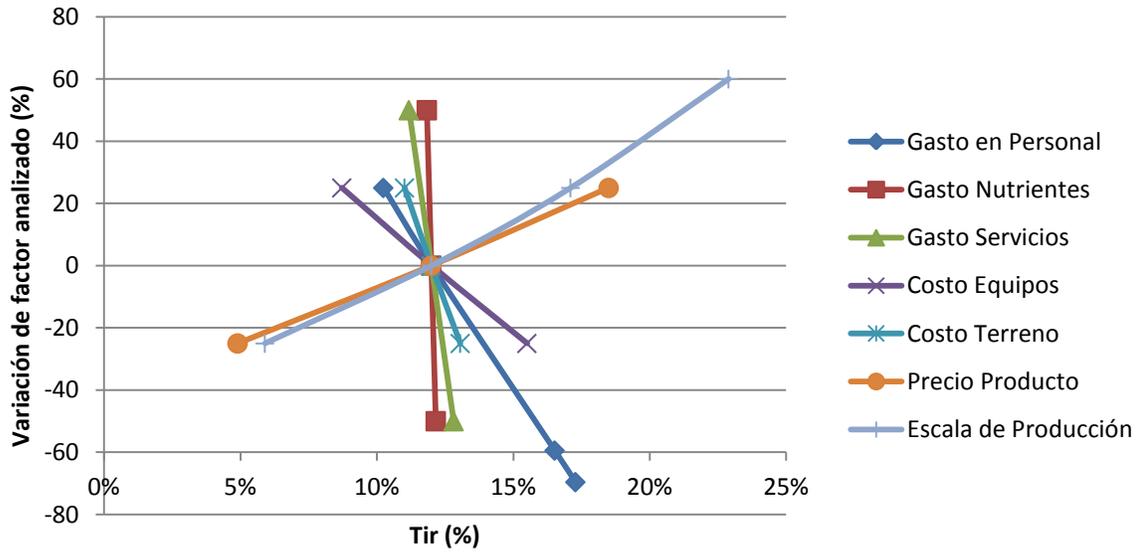


Gráfico 6: Resultados del análisis de sensibilidad del TIR

7. Conclusiones y recomendaciones

Se concluye que el proyecto inicial de producción de proteína unicelular a partir de hongos filamentosos y desechos algales, para la sustitución de la harina de pescado como suplemento proteico para la dieta de salmoníferos, es factible, pero no es económicamente rentable bajo el caso base propuesto.

Se obtuvo que el costo de inversión para planta es M\$ 2.862 CLP y que los costos de operación anual son M\$ 361 CLP.

Dentro del costo de inversión, el gasto más importante son los equipos, M\$ 1.057 CLP, entre los cuales los más caros son la centrifuga (CN-1), el secador (SC-1), el fermentador 2 (RB-2) y el fermentador 3 (RB-3). Respecto a los costos de operación, los gastos en sueldos y personal resultaron ser los más significativos (66%), seguido por el gasto en servicio eléctrico y gas natural (16%).

El análisis de sensibilidad permitió identificar los factores con mayor incidencia en la rentabilidad del proyecto: Nivel de producción, precio del producto, costo de equipos y gasto en personal. En base a estos resultados se puede concluir que buscar aumentar el valor del producto es una buena medida para mejorar el perfil del proyecto, también la búsqueda de equipos más baratos. Además, se puede concluir que aumentar los volúmenes de producción también mejoraría las situación del proyecto. Se descarta la posibilidad de alargar el horizonte de 10 años, ya que al ser los costos mayores a las ganancias, no es posible mejorar la rentabilidad de esta manera. Se realizó un flujo de cajas tentativo para la producción de hidrofobinas, con un aumento de 200% en la inversión de equipos, 300% en costos de materia prima y 300% en gasto eléctrico. Se obtuvo un flujo rentable y con una valor de TIR de 40% contra una tasa de descuento de 12%.

Para futuros estudios en proyectos relacionados, se recomienda estudiar más a fondo el crecimiento y composición del hongo, también analizar técnicas mas económicas para operaciones como el rompimiento celular o la separación. Es muy recomendable analizar la producción de compuestos secundarios como hidrofobinas presentes en el hongo, que tienen el potencial de por sí solas hacer el proyecto rentable. También se recomienda revisar sistemas de calentamiento más baratos. Por último se recomienda analizar el valor del producto con las ventajas recientemente reportadas y también la posibilidad de plantear el proyecto como parte de una planta mas grande, o externalizar operaciones.

Bibliografía

[1]: DIETZ, R. y O'NEILL, D. 2013. Enough is enough: building a sustainable economy in a world of finite resources. San Francisco. Berrett-Koehler Publishers Inc. 240p.

[2]: THE WORLD BANK. Gross Domestic Product 2014. [en línea]

< <https://data.worldbank.org/> > [consulta: 17 septiembre 2019]

[3]: SOLOMON, B. D. y KRISHNA, K. 2011. The coming sustainable energy transition: History, strategies, and outlook. *Energy Policy*,39(11): 7422-7431.

[4]: CALVENTE, A. M. 2007. *El concepto moderno de sustentabilidad*. Universidad Abierta Interamericana.[en línea]

<<http://www.sustentabilidad.uai.edu.ar/pdf/sde/uais-sds-100-002%20-%20sustentabilidad.pdf>>
[consulta: 17 septiembre 2019]

[5]: JORDAN, P. G. 2013. Solar Energy Markets: An Analysis of the Global Solar Industry. Elsevier, 158p.

[6]: INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. World energy balances 2018. [en línea]

<<https://www.iea.org/statistics/balances/>> [consulta: 17 septiembre 2019]

[7]: GENERADORAS ELÉCTRICAS DE CHILE. Generación eléctrica en Chile 1996-2018. [en línea]

< <http://generadoras.cl/generacion-electrica-en-chile> > [consulta: 17 septiembre 2019]

[8]: PALMEROS, M. P. OSSEWEIJER, P. Y POSADA, J. A. 2017. Sustainable biorefineries, an analysis of practices for incorporating sustainability in biorefinery design. *Industrial Crops & Products*, 106, 105-123.

[9]: CHERUBINI, F. 2010. The biorefinery concept: Using biomass instead of oil for producing energy and chemicals. *Energy Conversion and Management*. 51. 1412-1421.

[10]: MINISTERIO DE RELACIONES EXTERIORES. Sectores productivos, Chile. [en línea]

< <https://www.prochile.gob.cl/landing/sectores-productivos/> > [consulta: 2 septiembre 2019]

[11]: OBSERVATORY OF ECONOMIC COMPLEXITY. Exportaciones de Chile. [en línea]

<<https://oec.world/es/profile/country/chl/#Exportaciones>> [consulta: 2 septiembre 2019]

[12]: FUNDACIÓN TERRAM. Cartilla informativa n°2 [en línea]

<https://www.terram.cl/descargar/recursos_naturales/salmonicultura/cartilla/Antecedentes-economicos-de-la-industria-salmonera-en-Chile.pdf> [consulta: 2 septiembre 2019]

- [13]: SALMONCHILE. Exportaciones 2014. [en línea]
<<http://www.salmonchile.cl/es/exportaciones.php>> [consulta: 1 septiembre 2019]
- [14]: FOOD AND AGRICULTURAL ORGANIZATION (FAO), United Nations 2015. Globefish Highlights, Issue 1.[en línea] <<http://bit.ly/1e29S7P>. > [consulta: 1 septiembre 2019]
- [15]: *MARINE HARVEST. (2014). Salmon Farming Industry Handbook.*
<<http://bit.ly/1rUuWTB>> [consulta: 7 septiembre 2019]
- [16]: THE GOVERNMENT OFFICE FOR SCIENCE, LONDON 2011. Foresight .The Future of Food and Farming Final Proyect Report. [en línea] London.
<http://www.eracaps.org/sites/default/files/content/foresight_report.pdf> [consulta: 7 septiembre 2019]
- [17]: WESTHOEK, H. et al. 2011. The Protein Puzzle, the consumption and production of meat, dairy and fish in the European Union. PBL Netherlands Environmental Assessment Agency. [en línea] < <https://www.pbl.nl/en/publications/meat-dairy-and-fish-options-for-changes-in-production-and-consumption>> [consulta: 7 septiembre 2019]
- [18]: YTRESTOYL, T. "et al". 2011. Resource utilisation and eco-efficiency of Norwegian salmon farming in 2010, Nofima Report 53/2011.
- [19]: WELCH, A. "et al". 2010. From Fishing to the Sustainable Farming of Carniverous Marine Finfish, Reviews in Fisheries Science, 18: 3, 235 – 247.
- [20]: TORRISSEN, O. "et al". 2011. Atlantic Salmon (*Salmo salar*): The ‘Super-Chicken’ of the Sea?, Reviews in Fisheries Science, 19 :3, 257-278.
- [21]: Global Salmon Initiative (GSI). 2013. Areas of Focus. [en línea] <<http://www.globalsalmoninitiative.org/areas-of-focus/>> [consulta: 7 septiembre 2019]
- [22]: HERTRAMPF, J. y PIEDAD-PASCUAL, F. 2000. Handbook on Ingredients for Aquaculture Feeds, E.E.U.U, Springer. 573p.
- [23]: FOOD AND AGRICULTURAL ORGANIZATION (FAO), United Nations . 2012. The State of World Fisheries and Aquaculture. [en línea] <<http://bit.ly/Z4tErU>> [consulta: 7 septiembre 2019]
- [24]: NAIDOO, K. 2008. Testing the suitability of local seaweeds and formulated feed as a food source for abalone (*Haliotis midae* Linnaeus) in an Integrated Land-based Aquaculture System. Tesis de Magister, Sudáfrica, University of the Western Cape. 127p.
- [25]: TACON, A. y METIAN, M. 2008. Global overview on the use of fish meal and fish oil in industrially compounded aquafeeds: Trends and future prospects. Aquaculture 285,146–158.
- [26]: FOOD AND AGRICULTURAL ORGANIZATION (FAO), United Nations . 2009. How to feed the world in 2050. [en línea] <<http://bit.ly/1fjWWFX>> [consulta: 7 septiembre 2019]

- [27]: MCMILLAN, J. "et al". 2013. Evaluation and comparison of algal cell disruption methods: Microwave, waterbath, blender, ultrasonic and laser treatment. *Applied Energy* (Impact Factor 5.261). 103. pp. 128-134.
- [28]: ZHU, D. "et al". 2015. The green alga *Ulva lactuca* as a potential ingredient in diets for juvenile white spotted snapper *Lutjanus stellatus* Akazaki. *Journal of Applied Phycology*, 28(1)
- [29]: NAYLOR, R. "et al". 2009. Feeding aquaculture in an era of finite resources. *PNAS*, 106(36), pp. 15103-15110.
- [30]: TEVES, J. & RAGAZA, J. 2014. The quest for indigenous aquafeed ingredients: a review. *Reviews in Aquaculture*, 6, 1–18.
- [31]: MARINHO, G. "et al". 2015. Seasonal variations in the amino acid profile and protein nutritional value of *Saccharina latissima* cultivated in a commercial IMTA system. *Journal of Applied Phycology* , 27(5),
- [32]: MIAN, J. "et al". 2014. Haematological, Biochemical and Immunological Changes on Growth Enhancement of Grey Mullet Fingerlings (*Mugil cephalus* L.) On Shrimp Head Protein Hydrolysate and Macroalgae Based Diets. *World Journal of Fish and Marine Sciences*, 6 (4), 295-304.
- [33]: KROGDAHL, A. "et al". 2010. Important antinutrients in plant feedstuffs for aquaculture: an update on recent findings regarding responses in salmonids. *Aquaculture Research*, 41(3), 333-344.
- [34]: KROGDAHL, A. 2015. Soya saponins induce enteritis in Atlantic salmon (*Salmo salar* L.). *J. Agric. Food Chem*, 63(15). pp. 887-902.
- [35]: INDEX MUNDI. Fishmeal Monthly Price 2015. [en línea]
< <http://bit.ly/1Hel0rF>>[consulta: 8 septiembre 2019]
- [36]: HALIN, R. "et al". 2012. Microalgal cell disruption for biofuel development. *Appl Energy*.91. pp. 16–21.
- [37]: NIU, J. "et al". 2015. Effects of different levels of dietary wakame (*Undaria pinnatifida*) on growth, immunity and intestinal structure of juvenile *Penaeus monodon*. *Aquaculture*, 435, pp. 78-85
- [38]: MORGAN, K. "et al". 1980. Review of chemical constituents of the red alga *Palmaria palmata* (Dulse). *Econ. Bot.*, 34, pp. 27–50.
- [39]: ARASAKI, A. & ARASAKI, T. 1983. Low Calories, High Nutrition. *Vegetables from the Sea to Help you Look and Feel Better*, Japan Publications Inc, pp. 39–42.
- [40]: FLEURENCE, J. 1999. Seaweed proteins: biochemical, nutritional aspects and potential uses. *Trends Food Sci. Technol*, 10, pp. 25–28.
- [41]: MABEAU, S. & FLEURENCE, J. 1993. Seaweed in food products: biochemical and nutritional aspects. *Trends Food Sci. Technol.*, 4, pp. 103–107.

[42]: FLEURENCE, J. "et al". 2012. What are the prospects for using seaweed in human nutrition and for marine animals raised through aquaculture? Trends in Food Science & Technology, 27, pp. 57 – 61.

[43]: CRUZ-SUAREZ, L. "et al". 2009. Comparison of Ulva clathrata and the kelps *Macrocystis pyrifera* and *Ascophyllum nodosum* as ingredients in shrimp feeds. Aquacult. Nutr. 15, pp. 421–430.

[44]: CRUZ-SUAREZ, L. "et al". 2000. Avances en Nutrición Acuícola V – Memorias del Quinto Simposium Internacional de Nutrición Acuícola, Mérida, México, 19–22 Noviembre 2000, Vol. 5, Universidad Autónoma de Nuevo León, Monterrey, México.

[45]: TCHOKOUAHA, L.R. 2017. Marine Algae as Source of Novel Antileishmanial Drugs: A Review. Marine Drugs, 15(11).

[46]: REBOURS, C. "et al"(2014). Seaweeds: An opportunity for wealth and sustainable livelihood for coastal communities. Journal of Applied Phycology, 26(5), pp. 1939-1951.

[47]: PEZOA-CONTE, R. 2017. Fractionation of marine algae to its constituents towards valuable chemicals and energy products. Laboratory of Industrial Chemistry and Reaction Engineering Faculty of Science and Engineering Åbo Akademi University, Turkey.

[48]: THOMAS, N. y KIM, S. 2013. Beneficial Effects of Marine Algal Compounds in Cosmeceuticals. Marine Drugs, 11(1), pp. 146-164.

[49]: FERDOUSE, F. "et al". 2018. The global status of seaweed production, trade and utilization. FAO Consultants Products, Trade and Marketing Branch Fisheries and Aquaculture Policy and Resources Division. Rome, Italy.

[50]: SERVICIO NACIONAL DE PESCA. Anuario Estadístico, Chile ,2004- 2014.[en línea]

<<http://www.sernapesca.cl/informes/estadisticas>>[consulta: 20 septiembre 2019]

[51]: MANSILLA, A. y ÁVILA, M.. 2011. Using *Macrocystis pyrifera* (L.) C. Agardh from southern Chile as a source of applied biological compounds. Revista Brasileira De Farmacognosia, 21(2), 262-267.

[52]: Alibaba.com, "Soy protein concentrate prices" [en línea]

<<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Feed-Grade-Concentrated-Soy-Protein-SPC-60074481509.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.2.66453ce1MoaXTA&s=p>>[consulta: 21 septiembre 2019]

[53]: Alibaba.com, "Soy flour prices" [en línea]

<<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Defatted-Soy-Flour-Untoasted-Toasted-Soya-50045713080.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.50.440165ce1KZ3gD>>[consulta: 21 septiembre 2019]

[54]: GRAY, W. D. y CHRISTENSEN, C. M. 1972. The use of fungi as food and in food processing, II, C R C Critical Reviews in Food Technology, 3:2, pp. 121-215.

- [55]: MOORE, D. W. y CHIU, S. C. 2001. Fungal products as food. Bio-Exploitation of Filamentous Fungi. pp. 223-251.
- [56]: FERREIRA, J. A. "et al". 2016. Waste biorefineries using filamentous ascomycetes fungi: Present status and future prospects. Bioresource Technology, 215(3). pp. 334-345.
- [57]: RITALA, A. "et al". 2017. Single Cell Protein—State-of-the-Art, Industrial Landscape and Patents 2001–2016. Front. Microbiol. 8:2009.
- [58]: DE LA CRUZ, T. E. "et al". 2006. Carbon source utilization by the marine *Dendryphiella* species *D. arenaria* and *D. salina*. FEMS Microbiol Ecol, 58(3). pp. 43-53.
- [59]: MUÑOS, R. A. 2018."Cultivo de hongos marinos a partir de residuos de la industria algal rica en alginato. Tesis para optar al título de ingeniera civil en biotecnología, Universidad de Chile, 2018. 65p.
- [60]: HEINEKEN. Global Supply Chain Rules, Standards & Procedures, Brewing Process Standard for Licensees YEAST PROPAGATION, 2013.
- [61]: ASTON, J. E. et al. 2018. Application of aqueous alkaline extraction to remove ash from algae harvested from an algal turf scrubber. Algal Research, 35. pp. 370–377.
- [62]: FASAEI, F. 2018. Techno-economic evaluation of microalgae harvesting and dewatering systems. Algal Research, 31. pp. 347-362.
- [63]: Alibaba.com, "buy fermentation tank , fermenter 500l , bioreactor" [en línea]
<https://www.alibaba.com/product-detail/buy-fermentation-tank-fermenter-500l-bioreactor_60659418089.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.643e612ceX1p2C> [consulta: 21 septiembre 2019]
- [64]: Alibaba.com, "automatic fermentation tank, bioreactor sterilization" [en línea]
<https://www.alibaba.com/product-detail/automatic-fermentation-tank-bioreactor-sterilization_60745581038.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.1a974b02qZO7w4> [consulta: 21 septiembre 2019]
- [65]: Alibaba.com, "20000l fermenter bioreactor" [en línea]
<https://www.alibaba.com/product-detail/20000l-fermenter-bioreactor_60717537313.html?spm=a2700.7724838.2017115.11.1b5c7e62YIFl85> [consulta: 21 septiembre 2019]
- [66]: Alibaba.com, "Stainless Steel Liquid Mixer Agitator with Heating Jacket" [en línea]
<https://www.alibaba.com/product-detail/Stainless-Steel-Liquid-Mixer-Agitator-with_60837146520.html?spm=a2700.7724838.2017115.80.588475ebduc6Mt> [consulta: 21 septiembre 2019]

[67]: West-petro.com, "High Speed Decanter Centrifuge" [en línea]

<<https://www.west-petro.com/equipment/high-speed-decanter-centrifuge/>> [consulta: 21 septiembre 2019]

[68]: Andritz.com. Separation for easy hygienic drying, gouda drum dryer. [en línea]

<<https://www.andritz.com/resource/blob/13572/3b2cc5942228b266f8c01865f2cf5d9a/se-downloads-contact-drum-dryer-data.pdf>> [consulta: 21 septiembre 2019]

[69]: Alibaba.com, "Altaqua cooling system for water tank" [en línea]

<https://www.alibaba.com/product-detail/Altaqua-cooling-system-for-water-tank_62213160644.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.43e672e88ANbKP&s=p> [consulta: 21 septiembre 2019]

[70]: Alibaba.com, "caldera de vapor" [en línea]

<https://www.alibaba.com/product-detail/precio-de-la-caldera-de-vapor_60752883156.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.1dbd43c8OATW6l&s=p> [consulta: 21 septiembre 2019]

[71]: Alibaba.com, "30000 liter water storage tank with factory price" [en línea]

<https://www.alibaba.com/product-detail/30000-liter-water-storage-tank-with_62148362552.html?spm=a2700.7724838.2017115.221.147a77ebJQlplA> [consulta: 21 septiembre 2019]

[72]: Index Mundi. (2015). Harina de pescado Precio Mensual - Dólares americanos por tonelada métrica. [en línea]

<<https://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=harina-de-pescado>> [consulta: 21 septiembre 2019]

[73]: Mundo-pecuario.com. Composición nutricional del Pescado (harina). [en línea]

<https://mundo-pecuario.com/tema60/nutrientes_para_monogasticos/pescado_harina-264.html> [consulta: 21 septiembre 2019]

[74]: Sigmaaldrich.com. Hydrophobin SC3. [en línea]

<https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sigma/68795?lang=es®ion=CL&gclid=Cj0KCQjww7HsBRDkARIsAARsIT5rUVz7qbZovv-HkzkVlaln3tl3VRPj43JobT7vre0xxOsf0ewwwX4aAlzMEALw_wcB> [consulta: 21 septiembre 2019]

[75]: CICATIELLO, P. "et al". 2016. Marine Fungi as Source of New Hydrophobins. International Journal of Biological Macromolecules. pp. 1229-1233.

[76]: WALAS, S. 1989. Chemical Process Equipment. Butterworth-Heinemann series in chemical engineering . 486p.

[77]: ZUÑIGA, V. 2018. Estudio técnico económico del proceso de extracción de florotaninos desde M. pyrifera. Memoria para optar al título de ingeniera civil química e ingeniera civil en biotecnología, Universidad de Chile, 2018. 131 p.

[78]: Proteus SA. [en línea].

<<http://www.proteus-bio.cl/>> [consulta: 2 octubre 2019]

[79]: Tusalarío.org. [En línea].

<<https://tusalarío.org/chile/carrera/>> [consulta: 2 octubre 2019]

[80]: SERVICIO DE IMPUESTOS INTERNOS. Nueva Tabla de Vida Útil fijada por el Servicio de Impuestos Internos para bienes físicos del activo inmovilizado, según Resolución N°43, de 26-12-2002, con vigencia **a partir del 01-01-2003**. [en línea].

<http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm> [consulta: 2 octubre 2019]

[81]: BORODINAS, S. "et al". 2016. Algae cell wall disruption by electrohydraulic shock. Journal of Vibroengineering. 18 (4).

[82]: SAFAVI, S. V. "et al". 2019. Effect of sulfated polysaccharides extracted from marine macroalgae (*Ulva intestinalis* and *Gracilaria persica*) on growth performance, fatty acid profile, and immune response of rainbow trout (*Oncorhynchus mykiss*). Journal of Applied Phycology. 15p.

[83]: HIELSHER. UIP 16000 - most powerful ultrasonic processor. [en línea]

< https://www.hielscher.com/i16000_p.htm> [consulta: 7 septiembre 2019]

Anexo 1. Balances de masa y Dimensionamiento

Anexo 1.1 Cultivo en glucosa

- Balance de masa

En base al modelo experimental utilizado en un estudio previo del proceso (59). Se considera necesario realizar etapas de crecimiento previas al cultivo principal. A estas etapas se les denominará procesos de propagación, pues permiten aumentar la cantidad de biomasa. La primera es un cultivo en medio líquido, con glucosa como fuente de carbono. El medio de cultivo consiste en el propuesto por el estudio (Tabla 1)(59). Las condiciones de crecimiento corresponden a una temperatura constante de 25°C, agitación equivalente a 200 rpm y un pH inicial de 5,5. Se calcula un flujo de aireación utilizando la propagación de levadura cervecera como referencia, a falta de datos para el hongo a utilizar.

Medio de cultivo líquido	
Componentes	Concentración (gr/L)
NaCl	15
MgCl ₂ + 6H ₂ O	1,9
MgSO ₄	4,74
KCl	0,72
NaHCO ₃	0,2
CaCl ₂	0,428
Base de Nitrógeno de Levadura	4
Acido Maleico	6
Tris Hidroximetil Metano	6
Glucosa	2

Tabla 1: Detalle concentración de componentes de medio de cultivo con glucosa. Se prepara en agua.

La relación entre biomasa inicial y medio de cultivo será 0,065 (volumen de biomasa/volumen total). Para calcular el crecimiento del hongo, se utilizarán datos experimentales (59), que sugieren un aumento de 670% de la biomasa (kg) en 10 días. El consumo de nutrientes se asume similar a los datos experimentales, los cuales implican un consumo de los azúcares de 65% (peso) en 10 días. Se considera que se consume la glucosa en el porcentaje mencionado y que el resto de los nutrientes lo serán en la misma proporción.

Los cálculos en general se realizan en base a una cantidad de proteínas a producir por lote, por lo tanto cada etapa está sujeta a demandas de la etapa posterior. En el caso del cultivo en glucosa, se requieren 242 (Kg) de Biomasa a producir, para ser utilizados en la siguiente etapa.

- Biomasa Inicial:

Se requieren 242 (Kg) de Biomasa (BM_f) al final de los 10 días de cultivo, como el crecimiento de la biomasa en este periodo se asume como un 670%, la biomasa inicial (BM_i) se calcula como:

$$BM_i(Kg) = \frac{BM_f(Kg)}{6,7} \quad (1)$$

$$BM_i = \frac{242(Kg)}{6,7}$$

$$BM_i = 36(Kg)$$

-Medio de Cultivo

Usando como referencia la cantidad de biomasa inicial calculada, su densidad (ρ_{BM}) y la relación BM_i (Lts)/volumen total (Lts), con el valor de 0,065. Se obtiene el volumen total de cultivo (V_t), del cual se desprende el volumen de medio de cultivo necesario (VMC).

$$V_t(Lts) = \frac{BM_i(Kg)/\rho_{BM}(\frac{Kg}{Lt})}{0,065} \quad (2)$$

$$V_t(Lts) = \frac{36(Kg)/1,1126(\frac{Kg}{Lt})}{0,065}$$

$$V_t = 500(Lts)$$

$$VMC(Lts) = V_t - BM_i(Kg)/\rho_{BM}(\frac{Kg}{Lt}) \quad (3)$$

$$VMC = 468(Lts)$$

Utilizando el VMC y las concentraciones de nutrientes especificadas para el medio de cultivo (Tabla 1), se obtiene la masa de nutrientes a utilizar y el resto se completa con agua (Tabla 2).

Medio de cultivo en glucosa	
Componentes	Masa (Kg)
Glucosa (MG_i)	0,94
Otros Nutrientes (MN_i)	18,2
Agua (MA_i)	455

Tabla 2: Detalle masas de componentes de medio de cultivo con glucosa.

Por último se calculan las masas finales de nutrientes (MG_f , MN_f) y agua (MA_f). Con el fin de obtener un balance de masa completo. El efecto de la aireación en los flujos de masa no se considera, como tampoco pérdidas debidas a manipulación en esta etapa. El consumo de nutrientes se asume como un 65% del peso de la glucosa y la misma proporción para los demás nutrientes. No se considera reutilización de estos nutrientes, por lo que la relevancia de

estos cálculos es baja. Se considera de que la biomasa tiene un 80% de agua (Peso), por lo tanto el crecimiento de la biomasa produce una disminución en el agua libre.

$$M_f(Kg) = M_i(Kg) - (1 - 0,65) \quad (4)$$

$$MG_f = 0,328(Kg)$$

$$MN_f = 6,4(Kg)$$

$$MA_f(Kg) = MA_i(Kg) - (BM_f(Kg) - BM_i(Kg)) * 0,8 \quad (5)$$

$$MA_f(Kg) = 454(Kg) - (289(Kg) - 36(Kg)) * 0,8$$

$$MA_f = 289(Kg)$$

Con estos datos se construye los flujos de masas de esta etapa (Tabla 3), se obtuvo un error de 5,63% el cual se considera aceptable y se puede explicar en parte por el efecto de la aireación en el crecimiento de la biomasa. F1 corresponde a la entrada de los componentes del medio de cultivo, se agrega primero el agua y luego los nutrientes. F2 corresponde a la entrada de la biomasa inicial y F3 es la salida del reactor. Se considera que se cuenta con un stock de hongos que pueda proporcionar 36 (Kg) por lote, lo que corresponde a cada 11 días. La aireación para la propagación de levadura corresponde a un flujo 600 (Lts/h) para un cultivo de aproximadamente 19.000 (Lts), por lo tanto se utilizara un flujo de 15,8 (Lts/h).

Entradas al reactor		Volumen(Lts)	Densidad(kg/Lts)
Agua (Kg)	454	454	1
Nutrientes(Kg)	18,2	12	1,53
Glucosa (Kg)	0,93	0,6	1,56
Biomasa (Kg)	36	33	1,11

Volumen total de trabajo (Lts)	499	Masa Total (Kg)	509
--------------------------------	-----	-----------------	-----

Salidas del reactor		Volumen(Lts)	Densidad(kg/Lts)
Agua (Kg)	289	289	1
Nutrientes(Kg)	6,4	4	1,53
Glucosa (Kg)	0,33	0,21	1,56
Biomasa (Kg)	242	217	1,11

Volumen total de trabajo (Lts)	512	Masa Total (Kg)	538
		Error(%)	5,63

Flujos	F1 (Kg/Lote)	F2 (Kg/Lote)	F3 (Kg/Lote)
Agua	454	-	289
Nutrientes	18,2	-	6,4
Glucosa	0,93	-	0,33
Biomasa	-	36	242
T°C	25	25	25

Tabla 3: Detalle de balances de masa. Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa.

- Dimensionamiento

Esta etapa corresponde, al igual que todas las etapas de cultivo, a un proceso batch. El cual se realiza en un tanque de cultivo (RB-1). Es común utilizar una relación altura/diámetro de 1,5 para este tipo de reactores, y por otro lado tener un margen de seguridad de 0,2 veces la altura del tanque. Con los volúmenes calculados se obtienen las dimensiones del tanque (Tabla 4).

Parámetros Reactor	
Volumen de Trabajo (mts ³):	0,51
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	613
Relación H/D:	1,5
Altura H (mts):	1,21
Diámetro D (mts):	0,80
Diámetro agi Di (mts):	0,27

Tabla 4: Dimensionamiento de primer reactor de cultivo (RB-1).

También se realizan cálculos para los tiempos de trabajo de la etapa. Por protocolo este cultivo dura 10 días (59). También se considera el uso de una bomba, para el vaciado y traslado a la siguiente etapa. La bomba tiene un flujo de 3.000 (Lts/h).

Parámetros de Trabajo	
Tiempo de operación (días):	10
Tiempo de movimiento (hrs):	0,17
Velocidad Bomba (Lts/hr):	3.000

Tabla 5: Tiempos de proceso para primer reactor de cultivo (RB-1).

Anexo 1.2 Cultivo en alginato

- Balance de masa

La segunda etapa de propagación es un cultivo en medio líquido, con alginato como fuente de carbono. Se busca aumentar otra vez la cantidad de biomasa y al mismo tiempo ayudar a los hongos a adaptarse a un medio con alginato. Se asume que el

comportamiento es similar al cultivo anterior. Cabe destacar que los datos experimentales se obtuvieron en un cultivo con alginato y no con glucosa. El medio de cultivo consiste en el propuesto por el estudio previo (Tabla 6)(59). Las condiciones de crecimiento corresponden a una temperatura constante de 25°C, agitación equivalente a 200 rpm y un pH inicial de 5,5. Se calcula un flujo de aireación utilizando la propagación de levadura cervecera como referencia, a falta de datos para el hongo a utilizar.

Medio de cultivo líquido	
Componentes	Concentración (gr/L)
NaCl	15
MgCl ₂ + 6H ₂ O	1,9
MgSO ₄	4,74
KCl	0,72
NaHCO ₃	0,2
CaCl ₂	0,428
Base de Nitrógeno de Levadura	4
Acido Maleico	6
Tris Hidroximetil Metano	6
Alginato	2

Tabla 6: Detalle concentración de componentes de medio de cultivo con alginato. Se prepara en agua.

La relación entre biomasa inicial y medio de cultivo será de 0,065 (volumen de biomasa/volumen total). Para calcular el crecimiento del hongo, se utilizarán datos experimentales (59), que sugieren un aumento de 670% de la biomasa (kg) en 10 días. El consumo de nutrientes se asume similar a los datos experimentales, los cuales implican un consumo de los azúcares de 65% (peso) en 10 días. Se considera que se consume alginato en el porcentaje mencionado y que el resto de los nutrientes son consumidos en la misma proporción.

Los cálculos en general se realizan en base a una cantidad de proteínas a producir por lote, por lo tanto cada etapa está sujeta a demandas de la etapa posterior. En el caso del cultivo en alginato, se requieren 1.612 Kg de Biomasa a producir, para ser utilizados en la siguiente etapa, que es el cultivo principal.

- Biomasa Inicial:

Se requieren 1.612(Kg) de Biomasa al final (BM_f) de los 10 días de cultivo, como el crecimiento de la biomasa en este periodo se asume como un 670%, la biomasa inicial (BM_i) se calcula como:

$$BM_i(Kg) = \frac{BM_f(Kg)}{6,7} \quad (6)$$

$$BM_i = \frac{1.612(Kg)}{6,7}$$

$$BM_i = 242 (Kg)$$

-Medio de Cultivo

Usando como referencia la cantidad de biomasa inicial calculada, su densidad (ρ_{BM}) y la relación BM_i (Lts)/volumen total (Lts), con el valor de 0,065. Se obtiene el volumen total de cultivo (V_t), del cual se desprende el volumen de medio de cultivo necesario (VMC).

$$V_t(Lts) = \frac{BM_i(Kg)/\rho_{BM}(\frac{Kg}{Lt})}{0,065} \quad (7)$$

$$V_t(Lts) = \frac{242 (Kg)/1,1126(\frac{Kg}{Lt})}{0,065}$$

$$V_t = 3.331(Lts)$$

$$VMC(Lts) = V_t - BM_i(Kg)/\rho_{BM}(\frac{Kg}{Lt}) \quad (8)$$

$$VMC = 3.113(Lts)$$

Utilizando el VMC y las concentraciones de nutrientes especificadas para el medio de cultivo (Tabla 1), se obtiene la masa de nutrientes a utilizar y el resto se rellena con agua (Tabla 7).

Medio de cultivo en alginato	
Componentes	Masa (Kg)
Alginato (MA_i)	6,2
Otros Nutrientes (MN_i)	121
Agua (MA_i)	3.026

Tabla 7: Detalle masas de componentes de medio de cultivo con alginato.

Por último se calculan las masas finales de nutrientes (MA_f , MN_f) y agua (MA_f). Con el fin de obtener un balance de masa completo. El efecto de la aireación en los flujos de masa no se considera, como tampoco pérdidas debidas a manipulación en esta etapa. El consumo de nutrientes se asume como un 65% del peso del alginato y la misma proporción para los demás nutrientes. No se considera reutilización de estos nutrientes, por lo que la relevancia de estos cálculos es baja. Se considera de que la biomasa tiene un 80% de agua (Peso), por lo tanto el crecimiento de la biomasa produce una disminución en el agua libre.

$$M_f(Kg) = M_i(Kg) - (1 - 0,65) \quad (9)$$

$$MA_f = 2,18(Kg)$$

$$MN_f = 49(Kg)$$

$$MA_f(Kg) = MA_i(Kg) - (BM_f(Kg) - BM_i(Kg)) * 0,8 \quad (10)$$

$$MA_f(Kg) = 3.026(Kg) - (1.612(Kg) - 242(Kg)) * 0,8$$

$$MA_f = 1.930(Kg)$$

Con estos datos se construyen los flujos de masas de esta etapa (Tabla 3), se obtuvo un error de 5,6% el cual se considera aceptable y se puede explicar en parte por el efecto de la aireación en el crecimiento de la biomasa. F4 corresponde a la entrada de los componentes del medio de cultivo, se agrega primero el agua y luego los nutrientes. F3 corresponde a la salida de la etapa anterior, que contiene biomasa, nutrientes y agua. Solo se considera el aporte de reutilizar el agua, los nutrientes sobrantes se consideran como trazas y no se consideran. F5 corresponde a la salida de esta etapa. La aireación para la propagación de levadura corresponde a un flujo 600 (Lts/h) para un cultivo de aproximadamente 19.000 Lts, por lo tanto se utilizará un flujo de 105,5 (Lts/h).

Entradas al reactor		Volumen(Lts)	Densidad(kg/Lts)
Agua agregada(Kg)	2.736	2.736	1
Agua cultivo anterior(Kg)	289	289	1
Nutrientes(Kg)	121	79	1,53
Alginato (Kg)	6,2	4	1,6
Biomasa (Kg)	242	217	1,11
Nutrientes cultivo anterior(Kg)	6,4	4,2	1,53
Glucosa cultivo anterior(Kg)	0,33	0,21	1,56

Volumen total de trabajo (Lts)	3.331	Masa Total (Kg)	3.402
--------------------------------	-------	-----------------	-------

Salidas al reactor		Volumen(Lts)	Densidad(kg/Lts)
Agua (Kg)	1.930	1.930	1
Nutrientes(Kg)	49	32	1,53
Alginato (Kg)	2,18	1,4	1,6
Biomasa (Kg)	1612	1449	1,11
Glucosa cultivo anterior(Kg)	0,3	0,21	1,56

Volumen total de trabajo (Lts)	3.412	Masa Total (Kg)	3.593
		Error(%)	5,62

Flujos	F4 (Kg/Lote)	F3 (Kg/Lote)	F5 (Kg/Lote)
Agua	2.736	289	1930
Nutrientes	121	6,4	49
Alginato	6,2	-	2,2
Biomasa	-	242	1.612
T°C	25	25	25

Tabla 8: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa

- Dimensionamiento

Esta etapa corresponde, al igual que todas las etapas de cultivo, a un proceso batch. El cual se realiza en un tanque de cultivo (RB-2). Es común utilizar una relación altura/diámetro de 1,5 para este tipo de reactores, y por otro lado tener un margen de seguridad de 0,2 veces la altura del tanque. Con los volúmenes calculados se obtienen las dimensiones del tanque (Tabla 9).

Parámetros Reactor	
Volumen de Trabajo (mts ³):	3,41
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	4094
Relación H/D:	1,5
Altura H (mts):	2,27
Diámetro D (mts):	1,51
Diámetro agi Di (mts):	0,50

Tabla 9: Dimensionamiento de segundo reactor de cultivo (RB-2).

También se realizan cálculos para los tiempos de trabajo de la etapa. Por protocolo este cultivo dura 10 días (59). También se considera el uso de una bomba, para el vaciado y traslado a la siguiente etapa. La bomba tiene un flujo de 20.000 (Lts/h).

Parámetros de Trabajo	
Tiempo de operación (días):	10
Tiempo de movimiento (hrs):	0,17
Velocidad Bomba (Lts/hr):	20.000

Tabla 10: Tiempos de proceso para segundo reactor de cultivo (RB-2).

Anexo 1.3 Rompimiento celular por ultrasonido

- Balance de masa

Para poder realizar el cultivo en desechos algales, se necesita realizar un pretratamiento a los desechos, que consta de 2 etapas. La primera es un rompimiento celular por ultrasonido, que realizará con un sonicador industrial. Usando un protocolo

de escala laboratorio se decide realizar esta etapa con la totalidad de los desechos junto con el doble de la concentración que se requiere en el medio de cultivo, por lo tanto solo se adiciona una fracción del agua necesaria para el medio de cultivo. Al igual que en las etapas de propagación, los cálculos se realizan en función de la producción de las etapas posteriores. De los cálculos realizados para el cultivo principal se obtiene que se necesita de 19.191 Kg de medio de cultivo (MMC_t). Las proporciones de los distintos nutrientes y del desecho en el medio de cultivo se obtiene del protocolo experimental (Tabla 11) (59).

Medio de cultivo complejo	
Componentes	Concentración (gr/L)
NaCl	15
MgCl₂ + 6H₂O	1,9
MgSO₄	4,74
KCl	0,72
NaHCO₃	0,2
CaCl₂	0,428
Base de Nitrógeno de Levadura	4
Acido Maleico	6
Tris Hidroximetil Metano	6
Desecho	89,9

Tabla 11: Detalle concentración de componentes de medio de cultivo complejo.

Utilizando las concentraciones de los nutrientes y las densidades de cada componente se obtienen la composición másica del medio de cultivo (Tabla 12). La concentración de los nutrientes es 38,99 (grs/Lt) y la proporción volumétrica es 25,5 (ml/Lt). La concentración de desecho es 89,9 (gr/Lt) o 87,3 (ml/Lt), por lo tanto la cantidad de agua por litro de medio de cultivo es 887,2 (grs/Lt).

Componentes	Fracción másica por Kg
Nutrientes (fN)	0,038
Desechos (fD)	0,086
Agua (fA)	0,873

Tabla 12: Composición másica del medio de cultivo complejo.

$$MMC_t(Kg) = MN(Kg) + MD(Kg) + MA(Kg) \quad (9)$$

$$MN(Kg) = MMC_t(Kg) * fN = 812 (Kg)$$

$$MD(Kg) = MMC_t(Kg) * fD = 1823 (Kg)$$

$$MA(Kg) = MMC_t(Kg) * fA = 18.485 (Kg)$$

De la ecuación (9) y las fracciones másicas se obtiene la masa de nutrientes (MN) 812 (Kg), la masa de desechos (MD) 1.823 (Kg) y la masa de agua (MA) 18.485 (Kg). Se realiza el tratamiento de ultrasonido a todo el desecho y a 8.317 (Kg) de agua. No se consideran pérdidas de masa ni cambios en esta etapa, pues solo se busca realizar rompimiento celular y liberación de los azúcares.

Flujos	F6 (Kg/Lote)	F7 (Kg/Lote)	F8 (Kg/Lote)
Agua	8.317	-	8.317
Desechos	-	1.823	1.823
T°C	25	25	25

Tabla 13: Resumen de flujos para tratamiento de ultrasonido, F6 entrada de agua, F7 entrada de desechos y F8 salida de la etapa.

- Dimensionamiento

El equipo que se utilizara en esta etapa es un sonicador UIP16000, el cual es capaz de tratar 12.000 (Lts/h), además se necesita de un mezclador previo para juntar los desechos con el agua requerida. Para los mezcladores se utiliza una proporción altura/diámetro de 1, el cual trabajara con una mezcla de 10.087 (Lts).

Parámetros Sonicador	
Modelo Equipo	UIP16000
Velocidad de Trabajo (Lts/hr)	12.000

Parámetros Mezclador	
Volumen de Trabajo (mts ³):	10,09
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	12.104
Relación H/D:	1
Altura H (mts):	2,49
Diámetro D (mts):	2,49

Tabla 14: Dimensionamiento del mezclador 1 (M-1) y velocidad de trabajo del sonicador (SN-1).

Respecto a los tiempos de trabajo, se calculan en base a la velocidad del sonicador y se considera un tiempo de mezcla de 20 minutos.

Parámetros de Trabajo	
Volumen a Tratar (Lts)	10.087
Tiempo de operación (hrs):	0,84
Tiempo mezcla inicial (hrs):	0,33

Tabla 15: Tiempos de proceso para rompimiento celular (SN-1).

Anexo 1.4 Tratamiento termo alcalino y preparación de medio de cultivo - Balance de masa

La siguiente etapa es realizar un tratamiento termo alcalino, con el fin de mejorar la digestibilidad del alginato y las azúcares presentes en el alga. Este proceso se realiza a 121°C y requiere de la adición de NaOH para aumentar el pH. A la entrada del reactor se tiene el flujo de la etapa anterior (F8) con 1.823 (Kg) de desecho (MD) y 8.317 (Kg) de Agua (MA_i). Por otro lado se agregan 202 (Kg) de NaOH (M_{NaOH}), con el fin de realizar el tratamiento con una solución de NaOH de 0,5N. KUego del tratamiento alcalino, se agregan 8.230 (Kg) de agua (MA₂), que junto al agua sobrante del cultivo en alginato (MA_a), deben sumar la cantidad de agua necesaria para el medio del cultivo principal 18.485 (Kg) (MA_t).

$$MA_t(Kg) = MA_i(Kg) + MA_2(Kg) + MA_a(Kg) \quad (10)$$

$$18.485(Kg) = 8.317(Kg) + MA_2(Kg) + 1.938(Kg)$$

$$MA_2 = 8.230(Kg)$$

$$M_{NaOH}(Kg) = V_t(Lts) * PMolecular_{NaOH} \left(\frac{grs}{mol} \right) * 0,5 \left(\frac{mol}{Lt} \right) / 1000 \quad (11)$$

$$V_t(Lts) = MA_i(Kg) / \rho_{Agua} \left(\frac{Kg}{Lt} \right) + MD(Kg) / \rho_{Desecho} \left(\frac{Kg}{Lt} \right) \quad (12)$$

$$V_t = 10.182 (Lts)$$

$$M_{NaOH}(Kg) = 8.317 (Lts) * 39,997 \left(\frac{grs}{mol} \right) * 0,5 \left(\frac{mol}{Lt} \right) / 1000 \quad (12) \rightarrow (11)$$

$$M_{NaOH} = 202 (Kg)$$

Esta mezcla se calienta hasta 121°C a 2 (atm) y se mantiene con agitación por 20 minutos. Luego es enfriado hasta 25°C. Posteriormente se agregan 184 (Kg) de HCl (M_{HCl}) con el fin de llevar el pH a 5,5. La reacción de neutralización permite calcular la concentración de HCl necesaria y por ende la cantidad a añadir.

$$pH = -\log_{10}[H^+] \quad (13)$$

$$[H^+] = 10^{-5,5}$$

$$[H^+] = 3,16 * 10^{-6}$$



$$[H^+] = [HCl] - [NaOH] \quad (15)$$

$$[HCl] = [H^+] + [NaOH]$$

$$[HCl] = 0,50000316 (M)$$

$$M_{HCl}(Kg) = V_t(Lts) * [HCl](M) * PMolecular_{HCl} \left(\frac{grs}{mol} \right) / 1000 \quad (16)$$

$$M_{HCl}(Kg) = 10.182 (Lts) * 36,46 \left(\frac{grs}{mol} \right) * 0,50000316 \left(\frac{mol}{Lt} \right) / 1000$$

$$M_{HCl} = 184 (Kg)$$

Luego de agregar el HCl a la mezcla ya a 25°C, se agregan el resto de los nutrientes cuya masa fue calculada en la etapa anterior (MN) y es igual a 518 (Kg) y el resto del agua calculada previamente. Con esto termina la etapa y se puede pasar al cultivo principal. F8 corresponde a la entrada de desechos y agua de la etapa de rompimiento celular y F9 corresponde a la entrada de NaOH. Estos dos flujos son mezclados y luego calentados por 20 minutos a 121°C, para luego ser enfriados a 25°C. A continuación F10 corresponde a la entrada de HCl para neutralización y F11 al resto de los componentes del medio de cultivo. F12 es el flujo de salida al reactor de cultivo.

	Flujos				
	F8 (Kg/Lote)	F9 (Kg/Lote)	F10 (Kg/Lote)	F11 (Kg/Lote)	F12 (Kg/Lote)
Agua	8317	-	-	8147	16555
Desechos	1823	-	-	-	1823
NaOH	-	202	-	-	0
HCL	-	-	184	-	0
NaCl				18	313
Nutrientes	-	-	-	500	500
T°C	25	25	25	25	25

Tabla 16: Flujos por lote para la etapa de tratamiento termo alcalino.

- Dimensionamiento

Este proceso se realiza dentro del reactor del cultivo principal, por lo tanto no requiere de un dimensionamiento particular. Solo notar que esta etapa demora 20 minutos de tratamiento, 30 minutos de calentamiento, 30 minutos de enfriamiento y se considera 1 hora para la preparación del medio de cultivo.

Anexo 1.5 Cultivo principal

- Balance de masa

La etapa principal del proceso es el cultivo con desechos algales. Durante esta etapa se espera aumentar la concentración de proteínas en el desecho con el crecimiento de hongos y de esta manera poder utilizarlo como aditivo para alimentación de salmones. Las condiciones de cultivo son las mismas utilizadas en las etapas anteriores, 25°C, pH inicial de 5,5 y agitación de 200 rpm. Respecto a la aireación, para la propagación de levadura corresponde a un flujo 600 (Lts/h) para un cultivo de aproximadamente 19.000

Lts, por lo tanto se utilizara un flujo de 713 (Lts /h) para el cultivo de 23.012 (Lts). Se realizó un proximal al resultado final del cultivo (Tabla 17). Utilizando estos datos y la cantidad de proteína que se pretende producir por lote 971 (Kg), se obtuvo la masa de los distintos componentes. Pero es importante considerar las pérdidas de proteína en las etapas de purificación, por lo tanto se requiere que el cultivo produzca 991 (Kg).

Composición de extracto final de cultivo	%(p/p)
Humedad (fA)	88,4
Peso seco (fPS)	11,6
Ceniza en peso seco (fC)	40,5
Proteína en peso seco (fP)	37,4
Hidratos de carbono en peso seco (fHC)	20,5
Grasas en peso seco (fG)	1,5

Tabla 17: Composición en % de peso del extracto resultante del cultivo principal.

$$M_{total}(Kg) = M_{proteina}(Kg)/(fP * fPS) \quad (17)$$

$$M_{total}(Kg) = 991(Kg)/(0,374 * 0,116)$$

$$M_{total} = 22.782 (Kg)$$

$$M_{agua}(Kg) = M_{total}(Kg) * fA \quad (18)$$

$$M_{agua} = 20.135(Kg)$$

$$M_{ceniza}(Kg) = M_{total}(Kg) * fC \quad (19)$$

$$M_{ceniza} = 1.073(Kg)$$

$$M_{h.c.}(Kg) = M_{total}(Kg) * fHC \quad (20)$$

$$M_{h.c.} = 542(Kg)$$

$$M_{grasa}(Kg) = M_{total}(Kg) * fG \quad (21)$$

$$M_{grasa} = 41(Kg)$$

Debido a que experimentalmente no se tiene un dato preciso de la cantidad de biomasa dentro de este extracto, se estimó una cantidad de biomasa final (MB_f) en función de la cantidad de agua presente en la célula ($80\%(p/p)$)* y la cantidad de proteína en peso seco esperada para hongos filamentosos ($30\%(p/p)$)(). Utilizando el dato de la cantidad de proteína inicial en el medio de cultivo (59), se pudo estimar el aporte proteico de la biomasa y la cantidad de biomasa final.

$$MB_f(Kg) = (M_{proteina\ final}(Kg) - M_{proteina\ inicial}(Kg)) / (0,3 * (1 - 0,8)) \quad (22)$$

$$MB_f(Kg) = (991(Kg) - 346(Kg)) / (0,3 * (1 - 0,8))$$

$$MB_f = 10.746 (Kg)$$

A continuación se calculó la cantidad inicial de biomasa necesaria (MB_i) asumiendo un crecimiento similar a las etapas anteriores, 670%, pero en este caso en 8 días. Obteniendo un valor de 1.612 (Kg). Para poder calcular los requerimientos de medio de cultivo para lograr el resultado expuesto, se asumió ausencia de pérdida de masa (o ganancia) durante el cultivo. Por lo tanto la masa inicial en el reactor es igual a la final, 22.782(Kg). De lo anterior se desprende que la masa de medio de cultivo necesaria es 21.170 Kg. A partir los cálculos realizados en la sección Anexo 1.3, se obtiene que la masa de desechos necesaria es 1.823 (Kg), de los demás nutrientes es 812 (Kg) y de agua es 18.485 (Kg). Debido a que los datos experimentales, que son los más fiables, no consideran la cantidad de biomasa. Se decidió por expresar la salida del reactor en función de los componentes individuales sin contar la cantidad de biomasa final. Es decir agua, proteínas, cenizas, hidratos de carbono y grasa.

Flujos	F12 (Kg/Lote)	F5 (Kg/Lote)	F13 (Kg/Lote)
Agua	16.464	1.930	20.135
Nutrientes	812	49	-
Desechos	1.823	-	-
Biomasa	-	1.612	-
Proteínas	-	-	991
H de C	-	-	542
Grasa	-	-	41
Cenizas	-	-	1.073
NaOH	-	-	-
HCl	-	-	-
T°C	25	25	25

Tabla 18: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa

- Dimensionamiento

Esta etapa corresponde, al igual que todas las etapas de cultivo, a un proceso batch. El cual se realiza en un tanque de cultivo (RB-3). Es común utilizar una relación altura/diámetro de 1,5 para este tipo de reactores, y por otro lado tener un margen de seguridad de 0,2 veces la altura del tanque. Con los volúmenes calculados se obtienen las dimensiones del tanque (Tabla 19).

Parámetros Reactor	
Volumen de Trabajo (Lts):	23,0
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	27614
Relación H/D:	1,5
Altura H (mts):	4,29
Diámetro D (mts):	2,86
Diámetro agi Di (mts):	0,95

Tabla 19: Dimensionamiento de tercer reactor de cultivo (RB-3).

También se realizan cálculos para los tiempos de trabajo de la etapa. Por protocolo este cultivo dura 8 días (59). También se considera el uso de una bomba, para el vaciado y traslado a la siguiente etapa. La bomba tiene un flujo de 50000 (Lts/h).

Parámetros de Trabajo	
Tiempo de operación (días):	8
Tiempo de movimiento (hrs):	0,46
Velocidad Bomba (Lts/hr):	50000

Tabla 20: Tiempos de proceso para tercer reactor de cultivo (RB-3).

Anexo 1.6 Segundo rompimiento celular por ultrasonido - Balance de masa

Esta etapa permite romper las células de hongo y de esta manera poder realizar de manera óptima la extracción de cenizas. Se trabajara con el mismo sonicador industrial de la etapa de rompimiento anterior. Se requiere tener una proporción de sólidos (Kg) / agua (lts) de aproximadamente 0,2. En este nivel del proceso se tiene el dato exacto de la cantidad de agua presente, pero solo una aproximación de la biomasa y su porcentaje de agua. Por lo tanto el cálculo se hace como masa de sólidos, 2.647 (Kg) dividido por la cantidad de agua, 20.135 (Lts). Lo que da una relación de 0,13, la cual es aceptable. Por lo tanto en esta etapa no hay cambios de masa.

Flujos	F13 (Kg/Lote)	F14 (Kg/Lote)
Agua	20135	20135
Grasas	41	41
NaOH	-	-
HCL	-	-
H de C	542	542
Cenizas	1073	1073
Proteínas	991	991
T°C	25	25

Tabla 21: Resumen de flujos para segundo tratamiento de ultrasonido, F13 entrada de la etapa y F14 salida de la etapa.

- Dimensionamiento

El equipo que se utilizara en esta etapa es el sonicador UIP16000, el cual es capaz de tratar 12.000 (Lts/h). Este proceso es continuo y la totalidad del batch anterior pasara por este proceso, es decir 23.012 (Lts).

Parametros de Trabajo	
Volumen a Tratar (Lts)	23012
Tiempo de operación (hrs):	1,92

Tabla 22: Tiempo de trabajo para la etapa.

Anexo 1.7 Remoción de cenizas

- Balance de masa

Luego del cultivo, se busca mejorar la calidad del producto, disminuyendo la cantidad de compuestos no nutricionales, particularmente cenizas. Un estudio realizado sobre la remoción de cenizas reportó una extracción de 40% (p/p) de las cenizas en una mezcla similar (61), sin pérdida de masa útil. Este proceso consiste en un lavado con agua a temperatura ambiente, con una proporción de sólido/agua de 0,05. El lavado dura 8 horas y se realizara en un tanque con agitación. Se asumirán perdidas nulas de masa de interés, remoción del 40% de las cenizas (MC_R) y remoción total del NaOH y HCl, presentes principalmente como sales.

$$MC_R(Kg) = M_{cenizas}(Kg) * 0,4 \quad (23)$$

$$MC_R(Kg) = 1.073(Kg) * 0,4$$

$$MC_R = 436(Kg)$$

Esta etapa no abarca la remoción del agua de lavado, que será realizada en etapas posteriores de centrifugación y secado. Por lo tanto no existe cambios en el balance de masa. F14 corresponde a la entrada de la mezcla resultante del cultivo principal, F15 es el agua agregada para lograr la proporción sólido/agua de 0,05 y F16 es la salida del lavado.

Flujos	F14 (Kg/Lote)	F15 (Kg/Lote)	F16 (Kg/Lote)
Agua	20.135	30.164	50.299
Grasas	41	-	41
NaOH	-	-	-
HCL	-	-	-
H de C	542	-	542
Cenizas	1073	-	1073
Proteinas	991	-	991
T°C	25	25	25

Tabla 23: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de lavado.

- Dimensionamiento

Esta etapa corresponde a un proceso batch. El cual se realiza en un tanque de mezclado (M-2). Es común utilizar una relación altura/diámetro de 1 para este tipo de reactores, y por otro lado tener un margen de seguridad de 0,2 veces la altura del tanque. Con los volúmenes calculados se obtienen las dimensiones del tanque (Tabla 24).

Parametros Reactor	
Volumen de Trabajo (mts ³):	53,18
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	63.811
Relacion H/D:	1
Altura H (mts):	4,33
Diametro D (mts):	4,33

Tabla 24: Dimensionamiento de segundo mezclador (M-2).

Anexo 1.8 Centrifugación

- Balance de masa

Para poder separar la gran cantidad de agua presente luego del lavado para extracción de sales, se optó por un proceso de centrifugación. En base a datos de una revisión de técnicas de separación (62), se asume que el proceso de centrifugación logra concentrar la materia sólida a un máximo de 200 (gr/Lt). La masa de sólidos totales (MS_t) al final de la centrifugación corresponde a las salidas de cada componente de la etapa de lavado, descontando la ceniza removida (MC_R). Con estos datos se puede calcular el volumen total de producto después de la centrifugación (V_f). Al conocer variación de masa de sólidos con una pérdida de 1% (peso)(62) y las densidades respectivas, se puede obtener la cantidad de agua restante (MA_f).

$$MS_t(Kg) = M_{prot.}(Kg) + M_{grasa}(Kg) + M_{h\ de\ c}(Kg) + (M_{ceniza}(Kg) - MC_R(Kg)) \quad (24)$$

$$MS_t = 2.196(Kg)$$

$$V_f(Lts) = \frac{MS_t(Kg)}{0,2 \left(\frac{Kg}{Lt}\right)} \quad (25)$$

$$V_f = 10.979(Lts)$$

$$MA_f(Kg) = \rho A \left(\frac{Kg}{Lt}\right) * (V_f(Lts) - V_{prot.}(Lts) - V_{grasa}(Lts) - V_{h\ de\ c}(Lts) - V_{ceniza}(Lts)) \quad (26)$$

$$MA_f = 9.484(Kg)$$

$$MA_{removida} = 50.299(Kg) - 9.484(Kg)$$

$$MA_{removida} = 40.815 (Kg)$$

La cantidad de agua removida (MA_{removida}) se estima como 40.815 (Kg), lo que corresponde a una extracción de humedad de un 81%. F16 representa al flujo de entrada a la centrifuga, F17 es el flujo de extracción de agua, cenizas y trazas de sólidos, por ultimo F18 es la salida de producto a secar.

Flujos	F16 (Kg/Lote)	F17 (Kg/Lote)	F18 (Kg/Lote)
Agua	50.299	40.815	9.484
Grasas	41	0,41	41
NaOH	-	-	-
HCL	-	-	-
H de C	542	5,4	537
Cenizas	1073	436	637
Proteínas	991	9,9	981
T°C	25	25	25

Tabla 25: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de centrifugación.

- Dimensionamiento

La centrifugación se lleva a cabo por una centrifuga, pues requieren menos manipulación que otras y son más adecuadas para trabajar con este tipo de productos(62). Los datos de las centrifugas se obtuvieron de un estudio de tratamiento de algas(62). Tiene una velocidad de tratamiento de 80.000(Lts/h) y puede concentrar el producto a un 20%(p/v) de sólidos (62). Lo que permite remover 53% del agua en esta etapa. No se realiza un dimensionamiento y se considera el producto de catálogo.

Parámetros de Trabajo	
Volumen a Tratar (Lts)	53176
Tiempo de operación (hrs):	0,66

Tabla 26: Tiempos de proceso para la centrifugación.

Anexo 1.9 Secado

- Balance de masa

La etapa final dentro del límite de batería del proceso es el secado, donde se busca disminuir la humedad presente en el producto. Se optó por un secador de tambor, el cual llega a temperaturas de desnaturalización de proteínas, pero aunque no es una preocupación para este proceso, se puede combinar con un sistema de vacío y disminuir las temperaturas a cerca de 60°C. Se espera que el secador sea capaz de extraer 98,8% de la humedad presente en el producto, que presenta una 9.484 (Kg) de agua al entrar al secador. Se espera tener un producto con 116 (Kg) de agua, lo que representa una humedad de 5%. No se consideró pérdida de masa para esta etapa, que sería menor al 1 %. F18 es la entrada al secador, F19 es la salida de agua y trazas

de sólidos. F20 es el flujo final del proceso, que corresponde al producto final. La composición final del producto tiene un 42,4% (peso) de proteínas.

Flujos	F18 (Kg/Lote)	F19 (Kg/Lote)	F20 (Kg/Lote)
Agua	9.484	9.368	116
Grasas	41	0,41	40
NaOH	-	-	-
HCL	-	-	-
H de C	537	5,4	531
Cenizas	637	6,4	631
Proteinas	981	9,8	971
T°C	25	25	25

Tabla 27: Detalle de flujos de masa por corriente de la etapa de secado.

- Dimensionamiento

Los datos de este equipo se obtuvieron de un estudio (62) y de catalogo. Se asume que su capacidad son 1000 (Kg/H) de agua evaporadas. Se obtuvo que debe evaporar 9.368 (Kg) de agua, extrayendo 98,8% del agua y dejando un producto con 5% de humedad. Las dimensiones se obtienen de catalogo.

Parámetros de Trabajo	
Volumen a evaporar (Lts)	9368
Tiempo de operación (hrs):	9,37

Tabla 28: Tiempo de operación para el secador.

Anexo 1.10 Servicios

- Dimensionamiento

Los equipos de servicios fueron dimensionados en función a las máximas necesidades diarias. En el caso de la caldera corresponde al día de secado, que es el único día por lote en que se necesita vapor. Se considera una caldera con el doble de la capacidad necesaria.

Parámetros Caldera	
Volumen de Trabajo (mts ³):	15,74
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	18886
Relación H/D:	1
Altura H (mts):	2,89
Diámetro D (mts):	2,89

Tabla 29: Dimensiones de la caldera.

En cuanto a la unidad de enfriamiento, esta se calcula como un tanque con control de temperatura, este control se realiza con un equipo de enfriamiento por aire. Se utilizó el volumen calculado para el enfriamiento del cultivo principal. Pues representa al día con mayor uso de este servicio, se consideró un 20% más de volumen.

Parámetros Unidad Enfriamiento	
Volumen de Trabajo (mts3):	105,71
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	126854
Relación H/D:	1
Altura H (mts):	5,45
Diámetro D (mts):	5,45

Tabla 30: Dimensiones de la unidad de enfriamiento.

Por último el tanque de almacenamiento de agua, abarca la necesidad de agua dentro de las línea principales, pero no de los servicios. Por lo tanto su mayor uso es durante la extracción de cenizas. Se opta por un volumen que pueda cubrir 1,2 veces esta necesidad.

Parámetros Estanque	
Volumen de Trabajo (mts3):	63,81
Margen de Seguridad:	0,2
Volumen Reactor (Lts):	76573
Relación H/D:	2
Altura H (mts):	7,31
Diámetro D (mts):	3,65

Tabla 31: Dimensiones del tanque de almacenamiento de agua.

Anexo 1.11 Datos

Densidades (kg/Lt)	
NaCl	2,16
MgCl ₂ + 6H ₂ O	1,57
MgSO ₄	2,66
KCl	1,98
NaHCO ₃	2,2
CaCl ₂	2,15
Base de Nitrógeno de Levadura	1
Acido Maleico	1,59
Tris Hidroximetil Metano	0,84
Hongo	1,11
Alginato	1,6
Desecho algal	1,03
Proteínas	1,35
Grasa y aceites	0,91
Cenizas	0,61
Nutrientes (sin fuente de carbono)	1,53
Glucosa	1,56
NaOH	2,13
HCL	2,13

Tabla 32: Densidades utilizadas en los cálculos

Composición de extracto final de cultivo	%(p/p)
Humedad	88,4
Peso seco	11,6
Ceniza en peso seco	40,5
Proteína en peso seco	37,4
Hidratos de carbono en peso seco	20,5
Grasas en peso seco	1,5

Tabla 33: Datos proximal del producto del cultivo principal.

Anexo 2. Balance de Energía

La mayor parte del proceso se realiza a la misma temperatura (25°C), la cual se considera como temperatura ambiente. Si bien todos los equipos batch fueron pensados con sistemas de control de temperatura, no se considerará dentro de los cálculos el gasto de mantención. Los procesos de calentamiento están relacionados principalmente con la esterilización de los medios de cultivo. La temperatura utilizada para este proceso es normalmente 121°C por 15 minutos. Se calculó la energía necesaria para calentar a esta temperatura y luego enfriar a 25°C. Los sistemas de calentamiento son eléctricos y en contraste el enfriamiento es a través de agua. Además de la esterilización, se requiere calentar a 121°C durante el tratamiento termo alcalino. Para el cálculo de las energías se utilizaron calores específicos (c_x) constantes. En el caso de los calentamientos a más de 100 °C se utilizó el c_{Agua} del agua a 2 atm.

Los medios de cultivo fueron aproximados como solo agua y en el caso de los desechos se utilizó el calor específico de un alga.

$$Q_x(kJ) = M_x(Kg) * c_x\left(\frac{kJ}{Kg * ^\circ K}\right) * (T_{xf} - T_{xi})(^\circ K) \quad (27)$$

$$dQ_x\left(\frac{kJ}{s}\right) = A(mts^2) * U\left(\frac{kW}{mts^2 * ^\circ C}\right) * dT(^\circ C) \quad (28)$$

$$dT = \frac{((T_{xf}-T_{yf})+(T_{xi}-T_{yi}))}{\ln((T_{xf}-T_{yf})+(T_{xi}-T_{yi}))}(^\circ C) \quad (29)$$

La ecuación 27 se utiliza para calcular el calor necesario para los cambios de temperatura de los compuestos. Dado que los procesos son batch no se tiene un flujo a calentar sino que una masa fija. Q_x corresponde al calor necesario, M_x es la masa del compuesto, c_x el calor específico y T_x las temperaturas. Se calculó la energía necesaria para cada etapa de calentamiento, como también para la producción de vapor para el secador (Tabla 34). No se consideró una integración energética debido a que los procesos, tanto de calentamiento como enfriamiento, se llevan a cabo en los mismos tanques sin ser trasladados. Es decir que todas las corrientes de esta a una temperatura de 25°C.

La cantidad de calor a remover para los enfriamientos se calcula con la ecuación 27, se asume que la temperatura inicial del agua de enfriamiento es de 10°C y se calienta hasta 24°C, de esta manera se calcula la cantidad de agua necesaria y por ende el tamaño de equipo de enfriamiento (Tabla 35). La ecuación 28 se utiliza para calcular la velocidad de transferencia de calor de los procesos de enfriamiento, los cuales utilizan una chaqueta alrededor de los reactores. dQ_x es la energía transferida por segundo, A es el área de transferencia de la chaqueta, U es e coef. global de transferencia de calor, T_x temperatura de la mezcla y T_y es la temperatura del agua de enfriamiento. Respecto al área de transferencia se asume como el perímetro del cilindro del tanque. El coef global se obtiene asumiendo un gran similitud con otro estudio(77), con un valor de 2,2 $\left(\frac{kW}{mts^2 * ^\circ C}\right)$. Respecto a las temperaturas, dT es la diferencia logarítmica y se obtiene de la ecuación 29. Esta ecuación permite calcular la transferencia de calor por segundo, llevándolo a minutos permite obtener el tiempo necesario para enfriar (Tabla 35) y también el flujo de agua de enfriamiento.

F1	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	Q total (KJ)
M. Cultivo	473	25	121	192928	192928

F4	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	Q total
M. Cultivo	3153	25	121	1286226	1286226

F6	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	Q total
Agua	8317	25	121	3392528	3655069
Desechos	1823	25	121	262541	

Tabla 34: Cálculos de requerimientos de energía para los distintos calentamientos.

F1	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
M. Cultivo	473	121	25	-192928	
FE1	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	3292	10	24	192928	21

F4	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
M. Cultivo	3153	121	25	-1286226	
FE2	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	21948	10	25	1286226	39

F6 + F7	Flujos (Kg/Lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	
Agua	8317	121	25	-3392528	
Desechos	1823	121	25	-262541	
NaOH	202	121	25	-28371	
FE3	Flujos (Kg/lote)	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Q(KJ)	t (min)
Agua	62853	10	25	3683440	84

Tabla 35: Cálculos de requerimientos de energía para los distintos enfriamientos, los flujos FE son de agua de enfriamiento.

Anexo 3. Requerimientos Energéticos

Para poder analizar el gasto en consumo eléctrico de la planta se identificaron las principales fuentes de consumo. La primera corresponde al gasto de calentamiento eléctrico, cuyo flujo fue calculado en los balances de energía.

La segunda fuente es el funcionamiento de los principales equipos. Para esta fuente se calculó el consumo eléctrico por agitación de los 3 bioreactores, los cuales son los únicos que son utilizados constantemente. El consumo del resto de los equipos se obtiene por catálogo, ya que su utilización es más reducida.

Por último se calcula el consumo debido a iluminación. El resto de las posibles fuentes de consumo eléctrico, como paneles de control, no es considerado.

Para poder calcular el gasto por agitación de un tanque se utiliza el número adimensional de potencia (ecuación 30). Se necesita determinar la potencia de agitación (P_o), por lo tanto utilizando a ecuación mencionada se despeja P_o . Se asume la densidad del medio similar al agua. La velocidad de rotación (N) se calcula en base a la velocidad tangencial de la punta del agitador que normalmente es de 3 (m/s) para bio-reactores. El diámetro del agitador (D_a) como 1/3 veces el diámetro de los tanques. Solo se requiere conocer el número de potencia, este se puede obtener calculando el número de Reynolds (ecuación 31) y utilizando las tablas correspondientes. Debido a la proporción de altura vs diámetros de los tanques, se estima que se necesita de dos agitadores por tanque, lo que duplica la potencia necesaria.

$$N_p = \frac{P_o * g_c}{\rho * N^3 * D_a^5} \quad (30)$$

$$Re = \frac{N * D_a^2 * \rho}{\mu} \quad (31)$$

g_c : 9,8 (kg m/kgf s⁻²)

P_o : Potencia agitador (kgf m/s)

N : Velocidad de rotación (rev/s)

D_a : Diámetro agitador (m)

ρ : Densidad (kg/m³)

Re : Numero de Reynolds

μ : Viscosidad (kg/m s)

Se obtuvieron los requerimientos energéticos de los 3 fermentadores en función de su tamaño, si bien los resultados para los tanques más pequeños parecen muy bajos, para el tanque más grande es una cantidad aceptable.

Potencia Agitación	Di	Np	N	Po	kWh
RB-1	0,27	2	3,56	1,94	1,45
RB-2	0,50	2	1,89	6,89	5,14
RB-3	0,95	2	1	24,58	18

Tabla 36: Potencia requerida por cada fermentador (kWh)

Para el resto de los equipos se utilizaron potencias de catálogo, con el fin de obtener el consumo eléctrico de todos.

Consumo Energético		
Resumen	kWh año	% Consumo
RB-1	13.213	3,2
RB-2	52.348	12,5
RB-3	178.305	42,6
M-1	548	0,1
SN-1	5.809	1,4
M-2	13.164	3,1
CN-1	2.406	0,6
SC-1	99.833	23,8
SE	4.719	1,1
C-1	48.331	11,5
Total	418.676	

Tabla 37: consumo anual de cada equipo (kWh)

La última fuente de gasto eléctrico considerada es la iluminación en la planta. Por reglamento la iluminación en zonas de trabajo debe ser de 300 lum y en zonas como bodegas de 150 lum. Para los cálculos se asume poner una ampolla de led de 5 Watts cada 3 metros en la zona de producción que tiene más de 6 metros de altura y una cada dos metros en la zona de oficinas. Se debe entender que esto es solo una aproximación para los cálculos de consumo y no la iluminación que se utilizará.

Consumo Eléctrico Iluminación	Watts ampolla	N°	kWh	kWh día	kWh año
Zona oficinas (cada 2 mts aprox)	5	96	0,5	12	4.205
Zona trabajo (cada 3 mts aprox)	5	180	0,9	22	7.884

Tabla 38: Consumo eléctrico por iluminación.

Anexo 5. Consideraciones para Layout

Para el diseño del layout de la planta se consideró el dimensionamiento de los equipos del proceso, dejando de lado el tratamiento de aguas, tuberías y tanques de almacenamiento, a excepción del almacenamiento de agua. La planta consiste en un galpón de más de 6 metros de altura. El área de producción no tiene pisos intermedios en tanto que el área de oficinas consta de dos pisos.

El área de producción fue diseñado teniendo en consideración para los equipos una separación de 3 metros de las paredes, también pasillos libres de 3 metros de ancho y una separación entre equipos de al menos 1,5 metros. Estas distancias fueron definidas dentro de las directrices del Decreto 954. Dentro del área se cuenta con un taller de mantención y de laboratorio. También se consideraron 3 áreas de almacenamiento.

El área de oficinas cuenta en el primer piso con un comedor para al menos 19 personas, cubriendo la necesidad de espacio por turno, también con oficinas para el personal administrativo y dos salas de reunión. Se consideró la construcción de 3 baños separados por género. Uno principal con dos duchas, lavatorios y sanitarios, dos secundarios con dos sanitarios y lavatorios. Se estimó un máximo de 19 personas por turno, según el Decreto 954, se requiere de solo dos duchas, dos lavatorios y dos sanitarios, por genero. Pero se prefirió sobre dimensionar la cantidad, con el fin de mejorar la accesibilidad a estos servicios.

Fuera del galpón se consideró un área de estacionamiento, también una potencial ubicación para el tratamiento de aguas y el tanque de almacenamiento de agua debido a su altura.

En total el layout considera una área de 2.652 mts², por lo tanto la búsqueda de terrenos debe tener al menos ese tamaño, prefiriendo un terreno de al menos 5000 mts².

Anexo 6. Empleados y Organigrama

Para poder definir el personal necesario para la operación de la planta, se usó como referencia organigramas de empresas de escala similar (78) y en base a experiencias personales en este tipo de empresas, como el área de producción de cerveza de CCU Temuco. Se pueden diferenciar dos áreas: Administración y Producción.

Área de Administración:

- **Gerente General:** (Se espera que tengan estudios a nivel de posgrado y al menos 10 años de experiencia) Formulan y revisan políticas. Planifican, dirigen, coordinan y evalúan las actividades globales de las empresas con el apoyo de otros directivos, regularmente dentro de los lineamientos establecidos por un consejo de administración al que tienen que responder por las acciones tomadas y sus resultados. (Profesional con experiencia en el rubro, por ejemplo, ingeniero civil químico)
- **Subgerente de Administración:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 3 años de experiencia) Encargado de velar por todas las actividades administrativas y financieras de la empresa. Debe planificar, dirigir, coordinar y evaluar las actividades dentro de esta área. También mantener comunicación con las áreas de producción y recursos humanos para poder dimensionar gastos. (Ingeniero comercial o Industrial)
- **Jefe de Contabilidad:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 2 años de experiencia) Lidera el equipo de Gestión y Cobranzas y trabaja bajo el subgerente de administración. Debe ser capaz de dirigir, coordinar y evaluar las actividades financieras de la empresa. Mantener un registro de las actividades, balances y estados financieros. (Contador Auditor)
- **Analistas de Gestión y Cobranzas:** (Se espera que tengan estudios técnico) Deben ser capaces de entender el funcionamiento financiero de la empresa. Tener conocimientos para mantener las finanzas y realizar las gestiones pertinentes, bajo la tutela del jefe de contabilidad.
- **Encargado de Marketing:** (Se espera que tengan estudios profesionales) Encargado de promocionar y dar a conocer los productos. Debe administrar redes de comunicación con los clientes y campañas de marketing. (Publicista, Periodista)
- **Jefe de Recursos Humanos:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 2 años de experiencia) Su labor es administrar la contratación, preparación y desempeño del personal de la planta, debe velar por el correcto trato a los empleados. También debe administrar directamente al personal de aseo y guardias. (Profesional relacionado a psicología industrial u organizacional)

Área de Producción:

- **Subgerente de Operaciones:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 5 años de experiencia) Supervisa toda el área de operaciones. Con experiencia en el rubro, conocimientos en cultivo de microorganismos y producción de alimentos.

Debe tener capacidades de liderazgo, toma de decisiones, trabajo en equipo, capacidad de organización, capacidad de análisis, capacidad de laborar con metas de trabajo, manejo de personal. (Ingeniería civil enfocada a procesos)

- **jefe de Producción:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 3 años de experiencia) Supervisa operaciones de producción. Con experiencia en el rubro, conocimientos en cultivo de microorganismos y producción de alimentos. Debe tener capacidades de liderazgo, toma de decisiones, trabajo en equipo, capacidad de organización, capacidad de análisis, capacidad de laborar con metas de trabajo, manejo de personal. (Ingeniería enfocada a procesos)

- **jefe de Producción:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 3 años de experiencia) Supervisa operaciones de mantención y servicios. Con experiencia en el manejo de equipos industriales, como fermentadores. Debe tener capacidades de liderazgo, toma de decisiones, trabajo en equipo, capacidad de organización, capacidad de análisis, capacidad de laborar con metas de trabajo, manejo de personal. (Ingeniería Mecánica)

- **jefe de Control de Calidad:** (Se espera que tengan estudios profesionales y al menos 2 años de experiencia) Su labor es velar por la calidad del producto en sus distintas etapas, debe diseñar un sistema sistemático de aseguramiento de calidad y supervisar su realización. Debe tener capacidades toma de decisiones, capacidad de organización, capacidad de análisis, capacidad de laborar con metas de trabajo, manejo de personal. (Profesional enfocada a procesos)

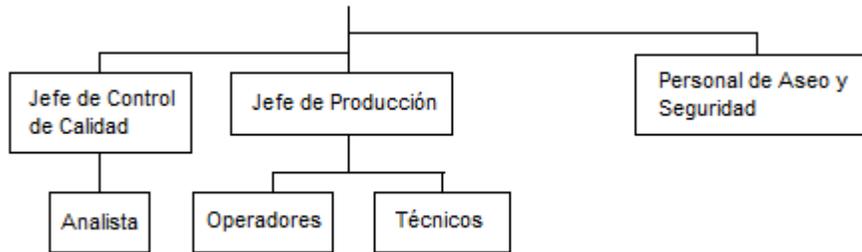
- **Analista de Control de Calidad:** (Se espera que tengan estudios técnicos) Personal encargado del manejo de cultivos y muestras. Debe tener conocimiento de técnicas de laboratorio y manejo de microorganismos. (Formación Técnica en el área)

- **Operador:** (Se espera que tengan estudios técnicos) Personal encargado del funcionamiento de la línea de producción. Formación en producción industrial, de preferencia en procesos relacionados con productos derivados de microorganismos (Formación Técnica en el área)

- **Técnico de Mantención:** (Se espera que tengan estudios técnicos al menos 1 años de experiencia) Técnico encargado de la mantención de la planta. Debe ser capaz de realizar trabajos relacionados con fabricación, construcción, montaje, funcionamiento, mantenimiento y reparación de máquinas, equipos e instalaciones. (Formación Técnica en el área)

Resumen Sueldos			
Administración y Ventas			
	N° Personas	Sueldo Mensual (CLP)	Sueldos Mensuales (CLP)
Gerente General	1	2.300.000	2.300.000
Gerentes Admin. y Oper.	2	1.700.000	3.400.000
Jefe Recursos Humanos	1	1.200.000	1.200.000
Jefe Contabilidad	1	800.000	800.000
Asistente Social	1	450.000	450.000
Equipo de Gestión y Cobranzas	2	400.000	800.000
Secretarias	2	350.000	700.000
Marketing			
Equipo de Marketing	1	700.000	700.000
Mano de Obra			
Operadores	8	400.000	3.200.000
Guardias	2	400.000	800.000
Personal de Aseo	2	400.000	800.000
Supervisores			
Subjefes	2	800.000	1.600.000
Control Calidad	1	700.000	700.000
Mantenimiento			
Técnicos	4	500.000	2.000.000
Laboratorio			
Analistas	1	400.000	400.000

Tabla 38: Resumen de sueldos estimados para el personal de la planta (79).



Organigrama Reducido: Versión reducida del organigrama, considerando que no se requiere contratar personal administrativo ni alta gerencia, parte de la propuesta de ingresar como parte de una planta mas grande. (8 operadores, 2 auxiliares de aseo, 2 guardias, 2 técnicos, 1 analista, 2 jefes de área)

Anexo 7. Evaluación Económica

Anexo 7.1 Ingresos

El objetivo del proyecto es generar proteína unicelular a partir de desecho algal y hongos. Pero el objetivo de este producto es su utilización para la alimentación de salmones. Una de las fuentes proteicas para salmones más utilizada es la harina de pescado. Esta presenta 50% (p/p) en proteínas (73), ya que el producto considera contiene cerca de 42%, se consideran comparables. Por lo tanto se utiliza el precio de la harina de pescado como referencia, aproximadamente \$ 1.100 CLP por kg (72). Los balances de masas realizados permitieron estimar la producción anual como 75.346 kg.

Debido a que los ingresos calculados son muy bajos, se consideró como recomendación para futuros trabajos la venta de hidrofobinas. Este compuesto tiene un gran valor, se encontró un valor de \$1.140.000 CLP por miligramo (74). Se utilizó 10% de este valor como referencia.

Anexo 7.2 Costos de Inversión

Para los cálculos de inversión se cotizaron los principales equipos y el terreno. El resto de los gastos considerados fueron tomados como porcentajes del costo de los equipos. En caso de no encontrar un equipo de tamaño adecuado se adaptó el precio al tamaño adecuado (ecuación 32).

$$P_2 = P_1 * \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{\frac{6}{10}} \quad (32)$$

V₁: Volumen de referencia

V₂: Volumen deseado

P₁: Precio de referencia

P₂: Precio deseado

Porcentajes	% costo de equipos
Instalación	5
Control	10
Piping	2,5
Equipamiento Eléctrico	2,5
Construcción	40
Mejoras Terreno	10
Ingeniería y Supervisión	5
Gastos de Construcción	5
Contratistas	8
Instalaciones Servicios y Lab.	20

Tabla 39: Porcentaje de los costos considerados en función del costo de equipos.

Equipos:		Monto Estimado(\$ CLP)
Bio-Reactor 1	RB-1	72.699.583
Bio-Reactor 2	RB-2	162.330.960
Bio-Reactor 3	RB-3	195.085.719
Mezclador 1	M-1	16.706.047
Sonicador	SN-1	71.616.600
Mezclador 2	M-2	45.294.173
Centrífuga	CN-1	199.295.000
Secador	SC-1	112.961.067
Sistema de enfriamiento	SE	29.819.271
Caldera	C-1	6.787.562
Tanque Agua	TA	6.903.037

Tabla 40: Costo de los principales equipos.

Anexo 7.3 Depreciación

Los efectos de la depreciación fueron calculados a 10 años en función de sus vidas útiles y depreciación acelerada, según los datos obtenidos del servicio de impuestos internos (80). Se consideró el efecto sobre construcción, equipos, instalaciones y equipos de laboratorio.

Depreciación (M\$CLP)							
Bienes	VU	DA	CI	D. anual	VR	VL	P/G
Construcción	80	26	368	14	74	226	- 153
Equipos	15	5	1.057	211	106	-	106
Instalaciones (Control, Piping y Eléctricas)	10	3	137	46	14	-	14
Equipos Laboratorio	9	3	183	61	18	-	18
Total:				333			- 18

Tabla 41: Depreciación calculada: Vida Útil (VU), Depreciación Acelerada(DA), Costo Inicial (CI), Depreciación Anual (D. anual), Valor Residual (VR), Valor Libro (VL) y Perdidas/Ganancias de capital (P/G).

	AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por ventas producto 1			82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684	82.847.684
(-) OPEX			-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221	-361.206.221
(+) Pago Interés crédito												
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital												
(-) Depreciaciones			-332.905.799	-332.905.799	-332.905.799	-225.630.914	-225.630.914	-14.146.139	-14.146.139	-14.146.139	-14.146.139	-14.853.446
(-) Pérdidas ejercicio anterior			0	0	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-14.146.139
(-) Utilidad antes de Impuesto			-611.264.337	-611.264.337	-889.622.874	-782.347.988	-782.347.988	-570.863.213	-570.863.213	-570.863.213	-570.863.213	-585.716.659
(-) Impuesto (27%)			0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad después de Impuesto			-611.264.337	-611.264.337	-889.622.874	-782.347.988	-782.347.988	-570.863.213	-570.863.213	-570.863.213	-570.863.213	-585.716.659
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital			332.905.799	332.905.799	332.905.799	225.630.914	225.630.914	14.146.139	14.146.139	14.146.139	14.146.139	14.853.446
(+) Pérdida ejercicio anterior												
(=) Flujo de caja Operacional			-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537
(-) Inversiones			-2.862.314.612									
(-) IVA de la inversión			-543.839.776									
(+) Recuperación del IVA de la inversión			543.839.776									
(+) Valor Residual de los activos												775.644.775
(-) Capital de Trabajo			-180.603.111									180.603.111
(+) Recuperación del Capital de Trabajo												
(+) Préstamos												
(-) Amortizaciones												
(=) Flujo de Capitales			-3.586.757.499	543.839.776	0	0	0	0	0	0	0	956.247.885
Flujo de caja Neto			-3.586.757.499	265.481.239	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	-278.358.537	677.889.348
Calculo VAN			-3.586.757.499	237.036.821	-221.905.722	-198.130.109	-176.901.883	-157.948.110	-125.915.266	-112.424.345	-100.378.879	218.262.227
VAN (CLP)			-4.366.087.861									
TIR			#NUM!									
VAN MILLONES(CLP)			-4.366									

Flujo de Cajas Base: Resultados del análisis económico en la situación base.