



UNIVERSIDAD DE CHILE

FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

**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

VICTORIA BELÉN ZÚÑIGA PEÑA

PROFESORA GUÍA:

MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

MARÍA ORIANA SALAZAR AGUIRRE

MARÍA ISABEL GUERRA HEVIA

SANTIAGO DE CHILE

2018

Resumen de la memoria para optar al título de:
Ingeniera civil química e Ingeniera civil en biotecnología
Por: Victoria Belén Zúñiga Peña
Fecha: Enero 2018
Profesor Guía: María Lienqueo Contreras

Estudio técnico económico del proceso de extracción de florotaninos desde *M. pyrifera*

Se ha realizado un estudio técnico económico de un proceso de extracción de florotaninos desde *Macrocystis pyrifera* para satisfacer el 1% del mercado del principal competidor como antioxidante natural a nivel mundial. La metodología de este trabajo consistió en realizar balances de masa y energía a partir de un caso base de producción, para dimensionar los equipos requeridos y posteriormente analizarlo económicamente. Además, se seleccionaron variables a sensibilizar para concluir acerca de la importancia de estas en la factibilidad técnico económica del proyecto.

Se diseñó una planta para la extracción y purificación de 248 ton al año de florotaninos a partir de 68 mil toneladas de *M. pyrifera* fresca. Además, se genera como subproducto una solución rica en carbohidratos simples. El proceso consiste en las etapas de secado, pretratamiento, extracción, purificación y liofilización; cuenta con 13 equipos en la línea del producto principal y equipos secundarios en las líneas de mezclado, producción de enzimas y recuperación de solventes. Los equipos más relevantes son el secador de bandeja, el tanque de adsorción y el liofilizador de la línea principal y los fermentadores de la línea de producción de enzimas. La planta requiere servicios de electricidad (1,8 [MW]), agua de enfriamiento (189 $kg s^{-1}$) y vapor para calentamiento (3,9 $kg s^{-1}$).

A partir del análisis económico se obtiene que el caso base es rentable (VAN 12,4 MUSD, TIR 22% y PRI 4,1 años) con las siguientes condiciones: el cultivo del 44% del alga requerida (190 ha), una purificación de 0,94 y un precio de venta del producto de 125 mil USD/ton, además, se consideró una tasa de descuento del 12%. Por otra parte, el análisis de casos permite concluir que para mantener la factibilidad económica del proyecto es necesario incluir la línea de producción de enzimas y la recuperación de solventes en el análisis.

El análisis de sensibilidad permite concluir que las variables que más afectan a la rentabilidad del proyecto son: el nivel de purificación, el porcentaje de alga cultivada (en vez de comprada) y el precio de venta de los florotaninos. En específico, se tiene que para obtener un VAN cero se debe cultivar al menos un 32% del alga (110 ha), aumentar la purificación real hasta por lo menos 0,84 y el precio mínimo de venta de florotaninos debería ser de 112 mil USD/ton.

Se recomienda investigar formas de aumentar los niveles de purificación del proceso, realizar estudios sobre las cinéticas de producción de enzimas y de actividad enzimática (enzimas utilizadas en hidrólisis de carbohidratos) y evaluar la sustentabilidad de realizar cultivos del orden de 100 hectáreas de *Macrocystis pyrifera* en el sur del país, antes de pasar a las siguientes etapas de evaluación del proyecto.

TABLA DE CONTENIDO

Índice de Tablas.....	vi
Índice de Figuras.....	viii
1 Capítulo 1: Introducción	1
1.1 Antecedentes	1
1.1.1 Algas.....	3
1.1.2 Macrocystis pyrifera.....	4
1.1.3 Antioxidantes	6
1.1.4 Florotaninos.....	7
1.2 Objetivos	11
1.3 Metodología de trabajo.....	11
2 Capítulo 2: Resultados y Discusión de Evaluación Técnica.....	13
2.1 Descripción del proceso de extracción.....	13
2.2 Caso Base.....	15
2.3 Balances de masa por operación unitaria	17
2.3.1 Secado	17
2.3.2 Reducción de tamaño.....	18
2.3.3 Extracción de lípidos.....	18
2.3.4 Hidrólisis de carbohidratos y separación de flujos	19
2.3.5 Extracción de florotaninos y carbohidratos	21
2.3.6 Adsorción.....	22
2.3.7 Desorción	22
2.3.8 Concentración.....	23
2.3.9 Secado	23
2.3.10 Procesos de recuperación	24
2.3.11 Producción enzimas	24
2.4 Cálculo y Análisis de Rendimientos	25
2.5 Diagrama de Flujo y Equipos	25
2.5.1 Selección de equipos.....	27
2.5.2 Dimensionamiento.....	29
2.6 Balances de energía y servicios.....	32
2.7 Discusión.....	35
3 Capítulo 3: Resultados y Discusión de Evaluación Económica y Análisis de Sensibilidad.....	39
3.1 Costos de Inversión (CAPEX).....	39

3.2	Costos Operacionales (OPEX).....	43
3.2.1	Costos directos de producción	43
3.2.2	Costos de administración y ventas	47
3.3	Ingresos	47
3.4	Flujo de Caja	47
3.4.1	Caso: sin recuperación de solventes	48
3.4.2	Caso: compra de enzimas comerciales	49
3.4.3	Caso: inversión para producción de bioetanol.....	50
3.4.4	Caso: contenido lipídico despreciable	51
3.5	Análisis de Sensibilidad.....	51
3.5.1	Obtención de la materia prima.....	52
3.5.2	Costo de equipo de ultrafiltración	53
3.5.3	Rendimientos etapa purificación.....	53
3.5.4	Precio de venta de los florotaninos.....	54
3.5.5	Precio de venta carbohidratos	55
4	Capítulo 4: Conclusiones y Recomendaciones	58
4.1	Conclusiones.....	58
4.2	Recomendaciones.....	60
5	Bibliografía	61
6	Anexos	71
6.1	Composición alga.....	71
6.2	Caso Base.....	72
6.3	Balances de masa.....	73
6.3.1	Secado	77
6.3.2	Extracción de lípidos.....	77
6.3.3	Hidrólisis de carbohidratos	77
6.3.4	Extracción florotaninos y carbohidratos	81
6.3.5	Adsorción.....	82
6.3.6	Desorción	84
6.3.7	Concentración.....	86
6.3.8	Secado	86
6.3.9	Línea producción enzimas.....	86
6.3.10	Línea recuperación de hexano	90
6.3.11	Línea recuperación de etanol	90
6.4	Selección de equipos y dimensionamientos.....	91
6.4.1	Secado	91

6.4.2	Reducción de tamaño.....	93
6.4.3	Extracción de lípidos.....	94
6.4.4	Hidrólisis de carbohidratos	95
6.4.5	Extracción de florotaninos y carbohidratos	96
6.4.6	Purificación	96
6.4.7	Centrífugas	99
6.4.8	Equipos de mezclado	100
6.4.9	Línea producción de enzimas.....	100
6.4.10	Recuperación de hexano.....	106
6.4.11	Recuperación de etanol.....	106
6.4.12	Concentración florotaninos	107
6.4.13	Secado de florotaninos	108
6.4.14	Concentración de carbohidratos.....	108
6.5	Servicios requeridos.....	109
6.5.1	Potencia de agitación	109
6.5.2	Requerimientos energéticos	115
6.5.3	Biomasa.....	121
6.6	Consideraciones Layout.....	122
6.7	Costo equipos y terreno	124
6.8	Organigrama y sueldos	125
6.9	Costos operacionales.....	129
6.10	Ingresos	130
6.11	Depreciación	130
6.12	Flujo de caja principal	131

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Porcentaje de cantidad de empresas por sector y porcentaje de aporte al valor agregado del país del subsector más relevante [3].	1
Tabla 2: Porcentaje de cada sector en las exportaciones.	2
Tabla 3: Polisacáridos en macroalgas [10].	3
Tabla 4: Exportaciones de productos del sector pesquero 2016 [11][12].	4
Tabla 5: Actividad antioxidante por tipo de preservante.	9
Tabla 6: Tipos de polisacáridos en el alga.	15
Tabla 7: Composición de la materia prima en porcentajes máxicos (%p/p).	15
Tabla 8: Mercados de antioxidantes, antioxidantes naturales, vitamina C y caso base de florotaninos en toneladas.	15
Tabla 9: Parámetros para obtener la cantidad de alga requerida y cantidad húmeda y fresca para cubrir el caso base.	16
Tabla 10: Ventas de Naturex [31] y porcentaje en relación al mercado de la vitamina C.	16
Tabla 11: Flujo por año, día y hora de materia prima y producto principal.	17
Tabla 12: Balances de masa secado, en filas blancas la composición del alga.	18
Tabla 13: Balances de masa extracción lípidos, en filas blancas se muestra la composición del alga.	19
Tabla 14: Balance de masa hidrólisis de carbohidratos, los cuadros blancos muestran el desglose por tipo.	20
Tabla 15: Balances masa etapa de separación post hidrolisis.	20
Tabla 16: Balances de masa extracción.	21
Tabla 17: Balances de masa etapa separación post extracción.	21
Tabla 18: Balances de masa etapa adsorción.	22
Tabla 19: Balances de masa etapa desorción.	22
Tabla 20: Flujos importantes de la concentración de producto.	23
Tabla 21: Balances de masa de la etapa de secado.	23
Tabla 22: Flujos relevantes de la línea de fermentación.	25
Tabla 23: Rendimientos globales del proceso para florotaninos y carbohidratos (CH).	25
Tabla 24: Dimensionamientos equipos línea principal.	29
Tabla 25: Dimensionamientos equipos secundarios, fermentación, recuperación y subproducto.	31
Tabla 26: calores y servicios del proceso.	32
Tabla 27: Potencias requeridas por los equipos del proceso.	34
Tabla 28: Costos de los equipos del proceso.	39
Tabla 29: Resumen CAPEX.	41
Tabla 30: Costos de materias primas, insumos y servicios.	45
Tabla 31: Gastos directos de producción, OPEX.	46
Tabla 32: Gastos de administración, OPEX.	47
Tabla 33: OPEX.	47
Tabla 34: Ingresos por venta.	47
Tabla 35: Escenario Basal de la Evaluación Económica.	48
Tabla 36: Efectos de no recuperación de solventes.	49
Tabla 37: Evaluación caso sin línea de producción de enzimas, se compran las enzimas según los valores del estudio mencionado.	49

Tabla 38: Evaluación en el caso de inversión para producir bioetanol.....	51
Tabla 39: Evaluación en el caso sin lípidos.....	51
Tabla 40: Análisis de sensibilidad de obtención materia prima	52
Tabla 41: Indicadores análisis de sensibilidad costo UF-1	53
Tabla 42: Análisis de sensibilidad purificación	54
Tabla 43: Análisis de sensibilidad del precio de venta florotaninos.....	55
Tabla 44: Análisis de sensibilidad del precio de venta carbohidratos.....	55
Tabla 45: Composición de una muestra de M. pyrifera, correspondiente a noviembre del 2011, ciudad de Puerto Montt, Chile.	71
Tabla 46: Concentración de cada pigmento y porcentaje con respecto al total. ...	71
Tabla 47: Balances de masa proceso principal, parte 1	73
Tabla 48: Balances de masa proceso principal, parte 2.....	74
Tabla 49: Balances de masa procesos no principales en kg/h.....	75
Tabla 50: Flujos de servicios del proceso	76
Tabla 51: Parámetros a utilizar en la cinética enzimática.....	78
Tabla 52: Cálculos obtenidos para la cinética enzimática	79
Tabla 53: Parámetros reacción enzimática	80
Tabla 54: Tipos de carbohidratos en los flujos involucrados en la reacción	80
Tabla 55: Florotaninos y carbohidratos en el flujo 10	81
Tabla 56: Tipos de carbohidratos en el flujo 10 y 11	81
Tabla 57: Componentes flujos 14 y 15, además del porcentaje de separación.....	82
Tabla 58: Tipos de carbohidratos en el flujo 14 y 15	82
Tabla 59: Características de las centrífugas del proceso	100
Tabla 60: Dimensiones de tanques de agitación del proceso	100
Tabla 61: Parámetros liofilizador [68]	108
Tabla 62: Parámetros evaporador multiefecto.....	109
Tabla 63: Parámetros utilizados en los cálculos de potencia	114
Tabla 64: Dimensiones del sistema de agitación para los tanques	114
Tabla 65: Potencias de agitación en los equipos del proceso	114
Tabla 66: Potencias de los equipos sin agitación.....	115
Tabla 67: Áreas del layout.....	123
Tabla 68: Electricidad requerida por iluminación por área	123
Tabla 69: Sueldos y costo anual para la empresa según el cargo	128
Tabla 70: Detalle precio sales	129
Tabla 71: Depreciación de los activos físicos.....	130
Tabla 72: Flujo de caja para el caso basal	131

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Estructura de <i>M. pyrifera</i>	5
Figura 2: Ciclo de vida de las algas pardas [24].....	6
Figura 3: Ruta de síntesis de los florotaninos en el alga parda.....	8
Figura 4: Pared celular de algas pardas de orden Fucales.....	9
Figura 5: Metodología de trabajo.....	12
Figura 6: Diagrama de bloques del proceso.....	13
Figura 7: Diagrama de bloques del proceso secundario: producción de enzimas marinas	14
Figura 8: Flujos etapa de secado	17
Figura 9: Flujos etapa de reducción de tamaño	18
Figura 10: Flujos etapa extracción de lípidos	18
Figura 11: Flujos etapa hidrólisis de carbohidratos	19
Figura 12: Reacciones en estudio	19
Figura 13: Flujos etapa de extracción.	21
Figura 14: Flujos etapa de adsorción	22
Figura 15: Flujos etapa de desorción	22
Figura 16: Flujos etapa de concentración	23
Figura 17: Flujos etapa de secado	23
Figura 18: Flujos recuperación hexano	24
Figura 19: Flujos recuperación etanol	24
Figura 20: Flujos concentración carbohidratos.....	24
Figura 21: Flujos preparación de medio de cultivo	24
Figura 22: Flujos producción y concentración enzimas.....	25
Figura 23: Diagrama de flujos..	26
Figura 24: Esquema de un mezclador sedimentador [55]	27
Figura 25: Esquema de un equipo de ultrafiltración industrial tubular.....	30
Figura 26: Diagrama de flujos de servicios e integraciones	33
Figura 27: Porcentaje del costo de cada equipo.	40
Figura 28: Costo de equipos por línea del proceso	40
Figura 29: Layout de la planta, cotas en metros.....	42
Figura 30: Organigrama de los trabajadores de la planta	44
Figura 31: Relevancia de cada ítem de los gastos de producción	46
Figura 32: Flujos netos de caja en la evaluación basal	48
Figura 33: Proceso de producción de bioetanol desde algas pardas	50
Figura 34: Análisis de sensibilidad para el porcentaje de cultivo de alga	52
Figura 35: Análisis de sensibilidad costo del equipo de ultrafiltración 1 (UF-1).....	53
Figura 36: Análisis de sensibilidad purificación	54
Figura 37: Análisis de sensibilidad precio florotaninos	55
Figura 38: Análisis de sensibilidad precio carbohidratos.....	56
Figura 39: Resumen análisis de sensibilidad con respecto al VAN.....	56
Figura 40: Fórmula CAGR.....	72
Figura 41: Reacciones enzimáticas en estudio	78

1 CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

Este trabajo busca evaluar la pre-factibilidad técnica y económica de una planta de extracción de florotaninos a partir de un tipo de alga parda chilena, lo cual tiene como principal motivación, dar valor agregado a los productos provenientes de los recursos marinos y aportar a la diversificación de la matriz productiva del país.

1.1 ANTECEDENTES

Chile es un país que se caracteriza por tener una economía estable dentro de América Latina y mantener una economía basada principalmente en las actividades extractivas mineras. Los sectores que predominan en la producción del país son: minería, agricultura y silvicultura, pesquero e industria. En esta última se encuentran la (1) industria manufacturera metálica, (2) manufacturera no metálica, (3) suministro de electricidad, gas y agua y (4) construcción. Dentro del sector manufacturero se encuentra la producción de químicos y fármacos.

En cuanto al sector manufacturero, durante los últimos años la producción de químicos y fármacos ha decaído, así lo demuestran las cifras del INE (Instituto Nacional de Estadísticas) y la SOFOFA (Sociedad del Fomento Fabril): Durante el último año, el Índice de Producción Manufacturera¹ registró un decrecimiento interanual de 1,4%. Dentro de esto, la división de fabricación de sustancias y productos químicos y la de productos farmacéuticos reportaron incidencias negativas desde el año 2016 [1][2].

En la Tabla 1, se muestran los porcentajes de distribución de la cantidad de empresas en el país al 2012, además del aporte al valor agregado del país de los subsectores con mayor incidencia [3].

Tabla 1: Porcentaje de cantidad de empresas por sector y porcentaje de aporte al valor agregado del país del subsector más relevante [3].

Sector	Cantidad de empresas	Subsector	Aporte al valor agregado
Industrial	17%	Industrias manufactureras	17,4% (total sector 30,5%)
Extractivo	9,6%	Minería	17,8%
Servicios	73,3%	Servicios empresariales	18,9%

Por otra parte, acorde al catastro de proyectos de inversión de la SOFOFA, los proyectos de industria alcanzaron el 3% del total de inversión el año 2016, y de este porcentaje, el 6,5% corresponde al sector de productos químicos. El mayor

¹ El Índice de Producción Industrial (IPI) mide la evolución mensual de la actividad productiva de las ramas industriales, es decir, de las industrias extractivas, manufactureras y de producción y distribución de energía eléctrica, agua y gas. Este indicador refleja la evolución conjunta de la cantidad y de la calidad, eliminando la influencia de los precios [135].

porcentaje en inversión dentro de industria, corresponde a la minería, que alcanza un 50,5% [4] .

En cuanto a las exportaciones, los productos con mayor valor agregado tienen muy poca incidencia en las exportaciones del país. Las exportaciones durante el 2016, se dividen en un 50,1% para el sector minero y en un 49,9% para el no minero. Dentro de los no mineros, se encuentran las frutas frescas, los productos forestales y derivados, los productos del mar (que alcanzan un 7% del total de las exportaciones), los vinos y otros alimentos principalmente [5]. Cabe mencionar que el total de exportaciones F.O.B² fue de 59.917 millones USD durante el año 2016 [6]. En la Tabla 2, se muestran los porcentajes de exportaciones durante dicho año dividida en sectores y productos.

Tabla 2: Porcentaje de cada sector en las exportaciones.

Sector	Productos	% del sector
Agrícola, silvícola y pesquero (10%)	Frutas	89%
	Otros	11%
Minería (50%)	Cobre	91%
	Otros	9%
Industria (40%)	Alimentos procesados	34%
	Bebidas y tabaco	9%
	Celulosa, papel y otros	12%
	Forestal y muebles de la madera	10%
	Industria metálica básica	3%
	Productos metálicos, maquinaria y equipos	10%
	Químicos	17%
Otros	5%	

* Elaboración propia a partir de los datos del reporte trimestral de comercio exterior del Ministerio de Relaciones Exteriores del Gobierno de Chile. Los valores están aproximados [6].

Por otra parte, considerando que Chile posee más de 8.000 km de costa hacia el Océano Pacífico, los recursos marinos son parte considerable de la economía, ya que a partir de estos nace el sector pesquero y diversas industrias que parten con materia prima marina, como los alimentos procesados (que corresponden a la industria manufacturera).

Dentro de este sector, se encuentra la pesca industrial, la pesca artesanal y la acuicultura, donde este último ha presentado un gran crecimiento en los últimos años. Al contrario, el subsector industrial ha disminuido su incidencia en los desembarques³ totales. Influye en este cambio, la regulación dada por la Ley General de Pesca y Acuicultura y sus modificaciones, que velan por la sostenibilidad de los recursos hidrobiológicos [7]

² F.O.B: *free on board*, “libre a bordo” en español, es una cláusula de comercio internacional que se utiliza para designar que el vendedor entrega la mercancía a bordo del buque y desde ese momento los riesgos de pérdida o daño se traspasan al comprador.

³ En el sector pesquero, se entiende por desembarque, el peso físico de los recursos extraídos (procesados o no) [136]

En cifras, el desembarque total de peces, moluscos, crustáceos, algas y otros, considerando todos los sectores, alcanzó 2,63 millones de toneladas desde enero a septiembre 2017. De esto, un 69% corresponde a actividad extractiva. En cuanto a los productos, los principales son: los peces, que representan un 71%, los moluscos un 18% y las algas un 8% [8].

En cuanto al desembarque total artesanal, la extracción de mariscos y recolección de algas representan parte significativa del total, debido a que ambas han incrementado su volumen, en especial las algas que se han convertido en una importante contribución a los ingresos de los pescadores artesanales cuando ha existido escasez de otros recursos marinos [7].

En cuanto al desembarque de algas, este alcanzó un total de casi 444,8 mil toneladas el 2013, de los cuales el 98% corresponde al subsector artesanal, solo el 2% a la acuicultura y el subsector industrial tiene incidencia nula [7]. Comparando con este año, a septiembre del 2017, el desembarque total de algas fue de 160,4 mil toneladas, cifra menor en un 2% a lo registrado en el mismo periodo el 2016. Del total recolectado, destacan el Huiro negro o *Lessonia spp.* (52,1%), el Pelillo o *Gracilaria chilensis* (16,3%) y la Luga negra o *Sarcothalia crispata* (10,1%). De estas algas, el 31% se recolectan en la III Región, seguida de la X región, con casi el 25% octubre 2017 [8].

En cuanto a la acuicultura, el total cosechado al mes de septiembre 2017, alcanza las 10 mil toneladas y aportan el 1,2% del total de cosechas a nivel nacional. El pelillo es la única especie de alga cultivada y se explota principalmente en la X región (71%), seguido de la IV (16%) octubre 2017 [8]. A continuación, se profundiza en las características e importancia de las algas.

1.1.1 Algas

Las algas marinas son un grupo heterogéneo de organismos autótrofos que incluyen alrededor de 50 mil especies, desde unicelulares hasta plantas de 50 metros [9]. Dentro de estas, los organismos pluricelulares son llamadas macroalgas y según sus pigmentos se pueden clasificar en verdes (*Chlorophyta*), rojas (*Rhodophyta*). y pardas (*Phaeophyta*). Además, se diferencian en los tipos de polisacáridos que forman parte de la estructura de su pared celular, como se muestra en la Tabla 3.

Tabla 3: Polisacáridos en macroalgas [10]

Macroalga	Algas verdes	Algas rojas	Algas pardas
Polisacáridos	Ulvan, Almidón, Celulosa	Carragenano, Agar	Laminarina, Alginato, Fucoidan, Celulosa, Manitol

Los carragenanos, agares y alginatos son compuestos hidrocoloides que se comercializan como espesantes y gelificantes. En lo que respecta a Chile, se producen localmente y luego se venden al extranjero, las cifras de exportaciones durante el 2016, se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Exportaciones de productos del sector pesquero 2016 [11][12]

Producto	Cantidad [ton]	Valor F.O.B [miles USD]	Precio promedio [USD/ton]
Algas secas	75.917	107.898	1.420
Carragenina	4.956	58.914	11.886
Agar	1.562	39.030	24.987
Alginatos	1.333	23.889	17.920

Por otra parte, debido a su alto contenido de carbohidratos, se han desarrollado diversos estudios sobre la producción de biocombustibles, principalmente etanol a partir de esta biomasa [13] [14] [15].

Sin embargo, las macroalgas tienen mayor potencial ya que son una fuente de diferentes compuestos bioactivos, es decir, compuestos funcionales que entregan beneficios a la salud al ser consumidos, tales como: carotenoides, ácidos grasos poliinsaturados, vitaminas, polisacáridos sulfatados y polifenoles. Siendo en Asia, Europa y Hawái, donde más se utilizan las algas con fines alimenticios [16]. A pesar de esto, a nivel mundial no se extraen los compuestos bioactivos.

Las macroalgas se cultivan en 50 países y en el año 2014, su producción mundial alcanzó 27,3 millones de toneladas, lo que se estima en 5,6 mil millones de dólares. Además, en el año 2015 alcanzó los 28,4 millones de toneladas y la tasa de crecimiento anual promedio alcanza el 6,6% [17]. Dentro de este contexto, Chile figura junto con Indonesia y República de Corea como los principales exportadores de esta biomasa [18]

1.1.2 *Macrocystis pyrifera*

Las algas pardas se encuentran sólo en agua de mar y la coloración parda se debe a la presencia de xantofilas (compuestos carotenoides, es decir, pigmentos orgánicos), entre las que destacan fucoxantina y flavoxantina [9]. Se ha reportado que este grupo tiene un mayor contenido de compuestos bioactivos en comparación a la verde y roja [16]. En las últimas décadas, distintos estudios han demostrado que los polifenoles presentes en las algas pardas, tienen diferentes beneficios biológicos tales como antioxidantes, anticoagulantes, anti-bacterial, anti-inflamatorio y anti-cáncer [19][20][21]

La *Macrocystis pyrifera* es una macroalga parda, de la familia de Lessoniaceae, orden Laminariales, clasificación Feofícea. Esta tiene un rápido crecimiento, puede alcanzar hasta 30 m de longitud y forma bosques submarinos. En su ecosistema sirve de sustrato para variados peces y moluscos y su movimiento ayuda a la oxigenación del mar.

Crecen en el hemisferio sur, desde el norte de Perú hasta la Patagonia, en Sudáfrica y en el sur de Australia, mientras que, en el hemisferio norte, en la costa atlántica estadounidense, desde California hasta Alaska. En Chile, la *M. pyrifera* es cosechada desde su fuente natural, siendo utilizada como materia prima para la extracción de alginato y como fuente de alimento de abalones [9].

En la Figura 1, se observa la estructura de esta especie. Crecen erectas sobre sustratos duros o rocas, a los cuales se adhieren por un disco basal de fijación. De sus márgenes emergen hapterios ramificados, que asemejan raíces. Del disco basal nacen los estipes, de forma cilíndrica, que se ramifican y presentan flotadores en la base de las láminas. Estas son equivalentes a hojas largas y angostas, de superficie rugosa y márgenes dentados [22].

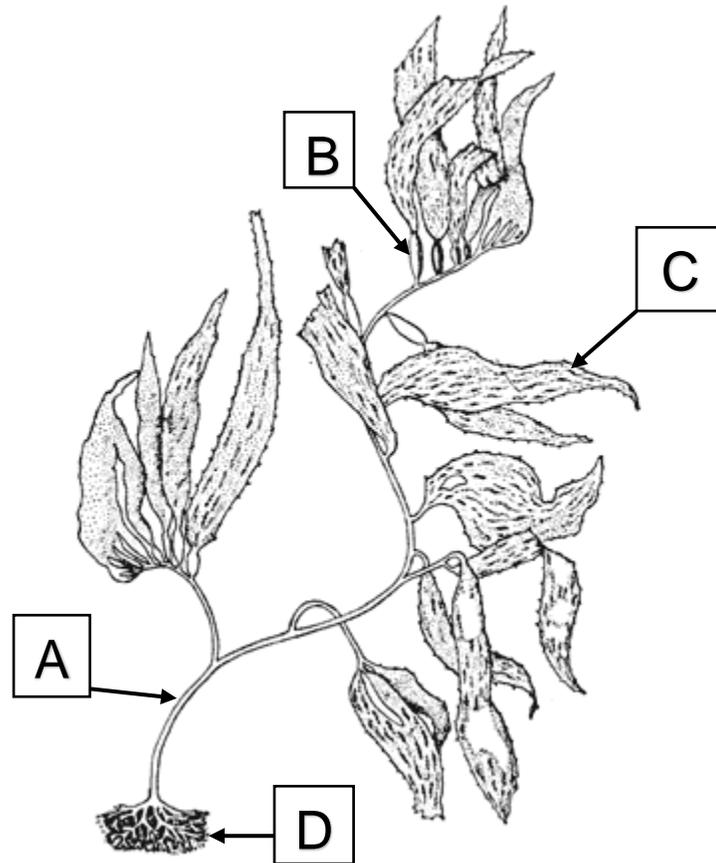


Figura 1: Estructura de *M. pyrifera*. A: estipes; B: aerocistos; C: láminas; D: disco basal y hapterios [23]

En cuanto a su reproducción, las algas pardas tienen un ciclo de vida como el que se esquematiza en la Figura 2.

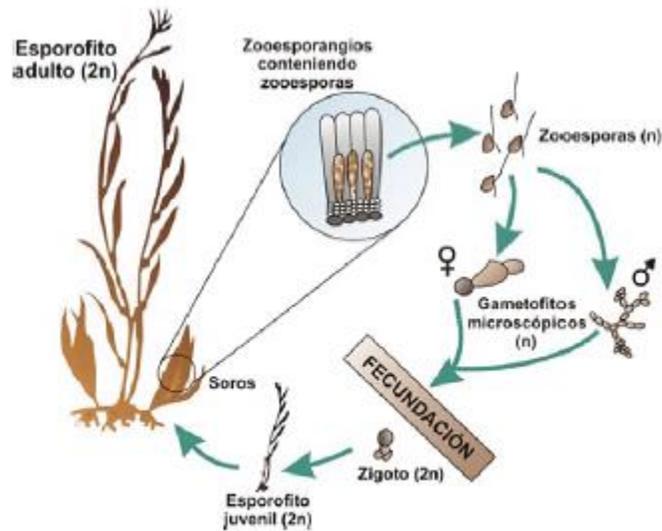


Figura 2: Ciclo de vida de las algas pardas [24].

La *Macrocystis pyrifera* sintetiza florotaninos como metabolito secundario, que alcanza entre el 10 y el 20% del peso seco del alga [25]. Este compuesto polifenólico tiene distintas propiedades que serán expuestas más adelante, sin embargo, una de ellas es su capacidad antioxidante. A continuación, se aborda este tema.

1.1.3 Antioxidantes

Los antioxidantes son moléculas que pueden prevenir o retardar la oxidación de otras moléculas, generalmente sustancias biológicas. La oxidación de estos sustratos puede ser provocada por los radicales libres u otras especies que son suficientemente reactivas para inducir dicha reacción; cuando centran su reactividad en un átomo de oxígeno, se les denomina “especies reactivas derivadas del oxígeno (ROS)”.

La generación de ROS es parte del metabolismo de los seres vivos aerobios, sin embargo, existen condiciones en que la velocidad en que se generan supera la velocidad con que son removidas por los mecanismos de defensa antioxidantes, lo que provoca un desequilibrio redox y da lugar al estrés oxidativo. Esto provoca daño oxidativo en las moléculas y de ser sostenido, puede generar daños y patologías a los organismos [26]. En el caso de los alimentos, puede provocar la degradación de compuestos como lípidos, vitaminas o pigmentos, lo que implica el deterioro de las propiedades nutricionales y organolépticas [27]. Además, esta situación suele ocurrir antes de la actividad microbiana y por lo tanto, es el factor limitante de la vida útil de los alimentos [28].

Los antioxidantes pueden ser bio-sintetizados por el organismo (enzimáticos o no enzimáticos) u obtenidos a través de la dieta. Estos últimos se clasifican en vitaminas (ácido ascórbico, alfa-tocoferol, beta-caroteno), carotenoides (luteína, zeaxantina, licopeno), polifenoles (flavonoides, no flavonoides) y compuestos que no caen en las otras categorías (glucosinolatos) [26].

Con respecto a los antioxidantes como preservantes de alimentos, se pueden clasificar según su origen: natural o sintético. Entre los primeros se encuentran: el

ácido ascórbico, el alfa-tocoferol y derivados del ácido rosmarínico o frutos como el maqui, entre otros. En cuanto a los no naturales, se utilizan: butil-hidroxitolueno (BHT), butil-hidroxianisol (BHA), tert-butil-hidroquinona (TBHQ), etoxiquina (EQ), galato de propilo (E 310) y quelantes de metales (EDTA, ácido cítrico) [26].

Sin embargo, recientes investigaciones han reportado que la mayoría de los antioxidantes sintéticos podrían llegar a ser mutagénicos y/o carcinogénicos en altas dosis [29][28]. Pero considerando que la evidencia de riesgo real en seres humanos no es clara y dada la efectividad y bajo costo del proceso de producción, estos compuestos siguen siendo los principales preservantes utilizados por la industria alimenticia [26].

En cuanto a la producción mundial, el mercado de los antioxidantes se avaluó en 2,2 mil millones de dólares el 2014 y se estimó que alcanzaría los 3,2 mil millones durante el 2020, creciendo a una tasa anual de 5,6%. En términos de volumen, el mercado se avaluó en 75,5 miles de toneladas en 2014 y se estimó que alcanzaría los 103,3 miles de toneladas el 2020, creciendo a una tasa anual de 5,3% [30].

En cuanto a la producción de estos compuestos, existen las empresas Naturex, ADM, Cargill, Nutreco y BASF, quienes utilizan fuentes vegetales como materia prima para la extracción de los compuestos [31][32][33]. Por otra parte, Alga Technologies desarrolla antioxidantes a partir de microalgas [34]. A nivel nacional, existe ChileBotanics, que fue adquirido por Naturex y produce extractos naturales de quillay para entregar textura a alimentos, no como preservante [35].

1.1.4 Florotaninos

Los florotaninos son ácidos fenólicos, cuyo monómero es el floroglucinol (1,3,4-trihidroxibenceno) y se producen en distintas algas pardas como protección ante radiación UV, condiciones de estrés y herbívoros. La ruta de síntesis es la del acetato-malonato, también conocida como ruta policétida que se muestra en la Figura 3 [36]. Estos compuestos son altamente hidrofílicos y tienen un amplio rango de tamaños moleculares (126 Da hasta 650 kDa). Según los tipos de enlaces, pueden ser clasificados en 4 subclases: fuhaloles y floretoles (con un enlace éter), fucoles (con un enlace fenilo), fucofloroetoles (con enlaces éter y fenilo) y eckoles (con un un enlace dibenzodioxina) [20].

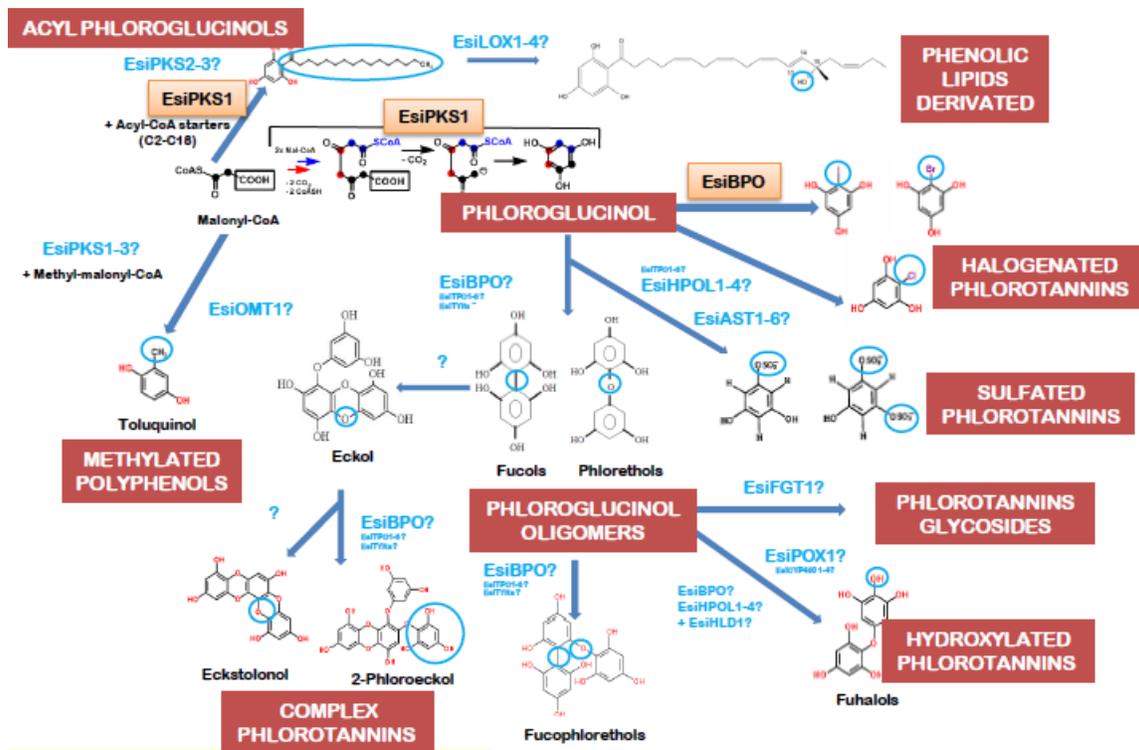


Figura 3: Ruta de síntesis de los florotanninos en el alga parda *Ectocarpus siliculosus*. A partir del Malonil-CoA se forma el floroglucinol. Se observan las rutas propuestas hasta la fecha para la síntesis de los distintos tipos de florotanninos desde el floroglucinol. Los nombres sobre las flechas indican las enzimas involucradas [37].

Dentro de las células de algas, los florotanninos se encuentran: (1) en forma soluble almacenados en vesículas (*physodes*); (2) en forma insoluble formando parte de la membrana celular, unidos a polisacáridos o formando complejos con proteínas y ácido algínico y (3) secretados afuera de las células [16]. Los complejos que forman en la pared de las células, se pueden ver en la Figura 4, perteneciente a algas pardas del orden Fucales.

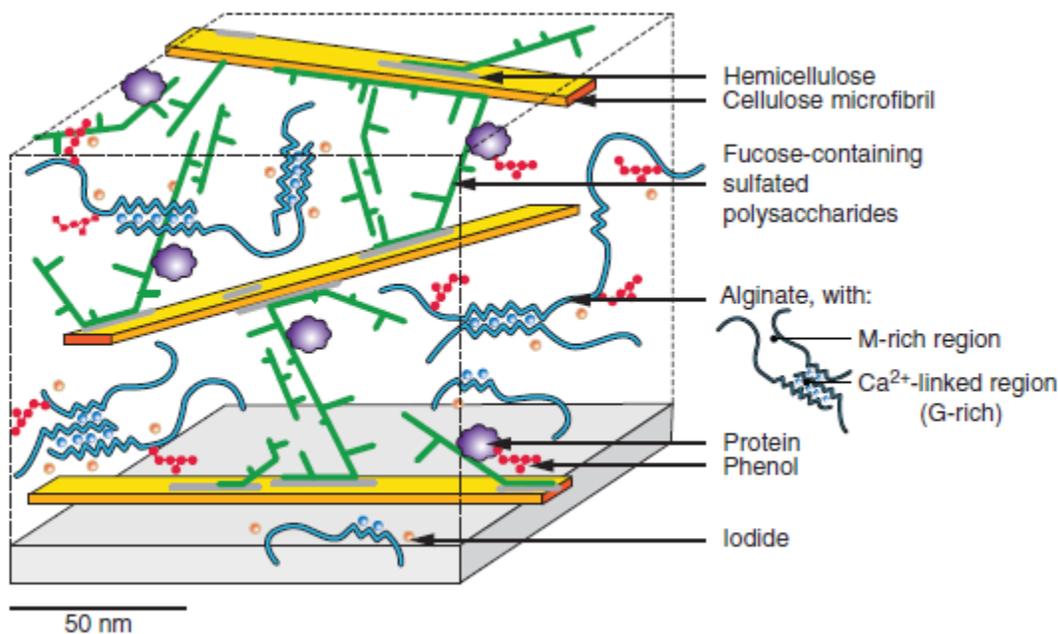


Figura 4: Pared celular de algas pardas de orden Fucales. Los polifenoles se encuentran formando complejos con proteínas y alginato [38].

Distintos estudios, han demostrado que los florotaninos extraídos de las algas pardas presentan propiedades farmacológicas y nutraceuticas (nutricionales y farmacéuticas) tales como: actividad antioxidante, efecto inhibitorio de algunas enzimas (hialuronidasa, tirosinasa, entre otras), actividad bactericida, anti VIH, anti cáncer, efecto radioprotector, efecto antialérgico, entre otras [19][20][21][39][25]. Estos compuestos tienen mayor actividad antioxidante que los más utilizados actualmente (BHT, vitamina C, vitamina E), como se observa en la Tabla 5 [40].

Tabla 5: Actividad antioxidante por tipo de preservante

Compuesto	Actividad Antioxidante (%)
Florotaninos	98,2
Alpha-Tocopherol	92,8
Maqui	62,7
BHT	62,4
Ácido ascórbico	56,4

Actualmente, los florotaninos no se comercializan ni se producen de forma industrial, sin embargo, existen distintas investigaciones sobre su proceso de extracción desde algas pardas. De manera genérica, el proceso de extracción está orientado a los florotaninos solubles y consta de 3 partes: pre-tratamiento, extracción y purificación. El pre-tratamiento consiste en el secado, reducción de tamaño de la materia prima y en la eliminación de grasas, por su parte, la extracción se puede realizar mediante solventes polares como agua, etanol, metanol, acetato de etilo, acetato, cloroformo o hexano en distintas combinaciones y proporciones. Finalmente, la purificación

puede ser mediante cromatografías, ultrafiltración, fraccionamiento líquido-líquido o resinas de adsorción [10][41].

En cuanto a las dificultades del proceso de obtención de florotaninos, los solventes utilizados, comúnmente no son de grado alimenticio, por lo que no serían aptos para su uso como preservantes de alimentos. Además, cada etapa del proceso afecta en la cantidad y actividad antioxidante del compuesto. Por otra parte, cada proceso de extracción depende de la especie del alga y de las condiciones ambientales de su crecimiento.

Este trabajo, se basa en el diseño del proceso propuesto en la tesis doctoral titulada “*Design of an extraction process of phlorotannins and carbohydrate from *Macrocystis pyrifera*, integrating the use of marine enzymes in the step of carbohydrate hydrolysis*” [10]. Este diseño, incluye un pre-tratamiento, una etapa de hidrólisis de carbohidratos, con el fin de incluir a la fracción insoluble de florotaninos en el proceso de extracción. Además, tiene la ventaja de que, se extrae también los carbohidratos presentes en el alga como subproducto.

Finalmente, considerando lo expuesto en este capítulo, se propone evaluar la pre-factibilidad técnica económica del proceso de extracción de florotaninos desde *Macrocystis pyrifera* a escala industrial, considerando que esta alga es un recurso marino abundante del que no se aprovecha el valor agregado que pueden tener sus productos. Además, de ser factible esta industria, se contribuye a ampliar la matriz productiva chilena, utilizando los recursos disponibles y entregando valor agregado a la industria manufacturera chilena. Por otra parte, los florotaninos pueden ser un sustituto natural a los antioxidantes sintéticos utilizados hoy en día por la industria alimenticia.

1.2 OBJETIVOS

Generales

El objetivo general de la memoria es la realización de una evaluación de prefactibilidad técnica económica a escala industrial, del proceso de extracción de florotaninos a partir del alga parda *M. pyrifera*.

Objetivos específicos

Los objetivos específicos de esta memoria son los siguientes:

1. Definir de un caso base para desarrollar la evaluación del proceso
2. Definir de las operaciones unitarias del proceso a evaluar
3. Dimensionar equipos y calcular servicios requeridos
4. Evaluar económicamente de la planta y realizar análisis de sensibilidad.

1.3 METODOLOGÍA DE TRABAJO

La Figura 5, muestra la metodología de trabajo que se aplicó en el trabajo, donde se destacan las etapas de realización de balances de masa, dimensionamientos de equipos, definición de costos y sensibilización de variables.

Para la realización de los balances de masa se utilizaron datos obtenidos desde estudios experimentales previos. En cuanto a los dimensionamientos, se establecieron las variables de diseño para cada equipo y se determinaron a partir de los resultados de los balances.

Los costos de inversión se obtienen a partir de los dimensionamientos de los equipos, mediante cotizaciones directas o desde catálogos del proveedor. Los costos de operación dependen de los flujos involucrados en el proceso, tanto de materias primas e insumos, como servicios.

Luego, a partir de los supuestos tomados en la evaluación, se seleccionan las variables a sensibilizar para estudiar su efecto en la factibilidad del proyecto.

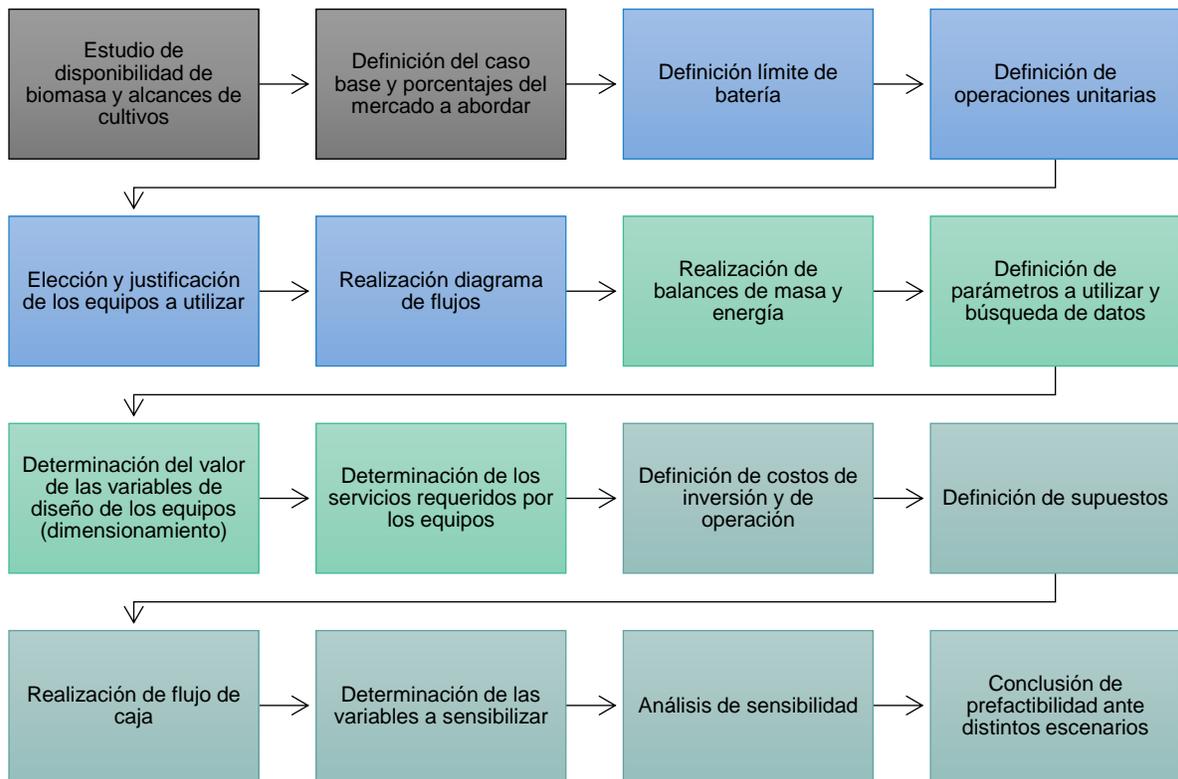


Figura 5: Metodología de trabajo

2 CAPÍTULO 2: RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE EVALUACIÓN TÉCNICA

En este capítulo se aborda la evaluación técnica: primero se describe el proceso a estudiar, definiendo las etapas generales y las operaciones unitarias. Luego, se establece el caso base de estudio para la evaluación. Posteriormente, se realizan los balances de masa por cada operación. Finalmente se justifica la selección de los equipos, se dimensionan y se determinan los servicios requeridos por cada uno.

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN

El proceso de extracción de florotaninos desde *M.pyrifera* se puede dividir en 3 partes: pre-tratamiento, extracción y purificación. El diagrama de bloques se observa en la Figura 6. Además, el proceso cuenta con partes secundarias para la preparación de soluciones o recuperación de insumos.

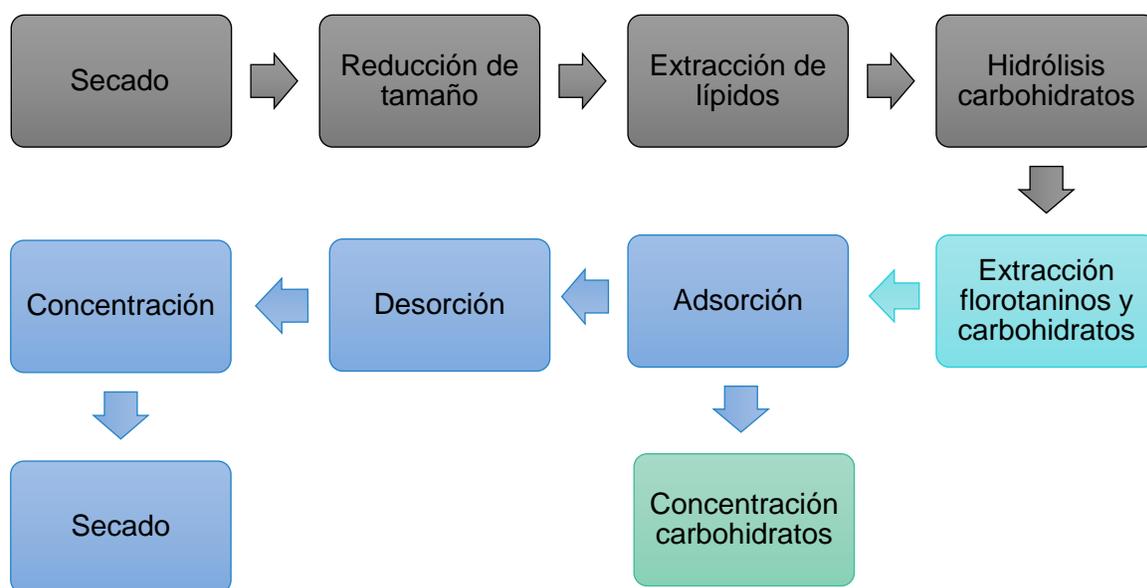


Figura 6: Diagrama de bloques del proceso. En gris están las etapas del pre-tratamiento, en celeste la extracción y en azul, las etapas de la purificación. El bloque verde sigue la línea del subproducto.

El proceso comienza con la entrada de la materia prima a la etapa de secado, que alcanza dimensiones de hasta 5 metros de largo y humedad de hasta 85% en peso. El secado debe realizarse a 40°C máximo para evitar la degradación de los florotaninos. La humedad máxima permitida al final de la etapa es de 10,2% en peso. Luego, se debe reducir el tamaño del alga secada, para aumentar el área de transferencia y hacer las células más accesibles. Se debe alcanzar un tamaño de a lo más 0,4 milímetros. Posteriormente, el alga molida pasa una extracción de grasas que se realiza con hexano, para luego entrar a la etapa de hidrólisis enzimática de carbohidratos. El objetivo de esta hidrólisis es degradar los polisacáridos mediante enzimas producidas por microorganismos de origen marino. De esta forma, se espera liberar los florotaninos que se encuentran formando complejos con ellos (ver Figura 4). Luego, la biomasa pasa a la extracción propiamente tal, que se realiza

con solución alcalina (NaOH). La fase líquida de esta extracción, es la que tiene los florotaninos y los carbohidratos y para separarlos se utiliza una resina macroporosa de grado alimenticio. Esta resina adsorbe los florotaninos y permite separar una corriente que contiene solución alcalina y la gran mayoría de los carbohidratos (que pasan a una etapa de concentración). Por otra parte, los florotaninos se desorben de la resina mediante una solución de etanol de grado alimenticio. Finalmente, la solución con producto se concentra y se seca mediante liofilización para la conservación de las propiedades antioxidantes del compuesto de interés.

Por otra parte, entre los procesos secundarios se encuentra, la preparación de las soluciones (de NaOH y etanol), la recuperación de hexano y etanol mediante membranas y la producción de enzimas marinas extracelulares mediante la fermentación de hongos (*Alternaria spp.*) aislados desde la misma alga. El diagrama de bloques para la producción de enzimas se encuentra en la Figura 7.

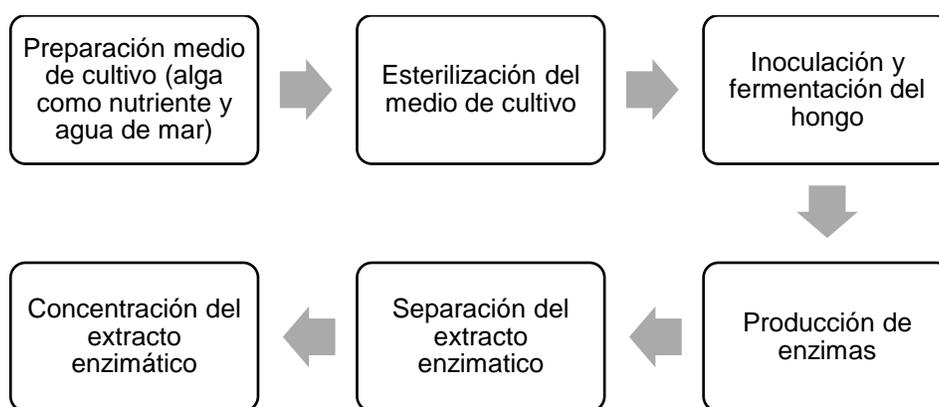


Figura 7: Diagrama de bloques del proceso secundario: producción de enzimas marinas

La composición del alga se determinó en base a los datos de biomasa seca y húmeda de una muestra de *M. pyrifera* cosechada en noviembre del 2011 en una zona cercana a la ciudad de Puerto Montt, Chile (ver composición en Anexo 1)[10]. Se elige trabajar con esta muestra antes que otras que reportan mayor contenido de carbohidratos y menor contenido de humedad, debido a que, genera que el caso de estudio sea pesimista en relación a las condiciones que se pueden obtener en el proceso. Esto se debe a que un mayor contenido de carbohidratos se puede obtener en otras estaciones del año (marzo-junio) [10][42], lo que conllevaría a un mayor ingreso por ventas de este subproducto. Por otra parte, un menor porcentaje de humedad es beneficioso porque se reduce el costo energético de la etapa de secado.

En cuanto al compuesto de interés, los florotaninos, su porcentaje varían entre el 10 y 20%, siendo en este caso de un 10% del peso seco del alga [10][25]. En lo que se refiere a los carbohidratos presentes, se ha reportado que la composición de este macronutriente en la *Macrocystis pyrifera*, corresponde a la indicada en la Tabla 6 [10].

Tabla 6: Tipos de polisacáridos en el alga

Carbohidrato	Porcentaje en base seca [%]
Alginato	40
Fucoidan	35
Laminaran	15
Otros	10

Se observa que los más abundantes son tres polisacáridos de alto tamaño molecular. Por otra parte, las algas pardas, y en particular la *Macrocystis pyrifera*, contiene distintos pigmentos tales como tocoferoles, carotenos, fucoxantina y clorofilas [43] [44], concentraciones que se presentan en el Anexo 1.

Se presenta la composición del alga fresca, alga secada (secada hasta el 10,2% másico) y en base seca (en que se remueve la totalidad del agua) [10].

Tabla 7: Composición de la materia prima en porcentajes másicos (%p/p). Más detalles sobre cómo se calcula en el Anexo 1.

Componente	Alga Fresca [%]	Alga Secada [%]	Base seca [%]
Agua	85,00	10,18	-
Proteínas	1,67	10,01	11,15
Pigmentos	0,01	0,05	0,06
Lípidos	0,16	0,98	1,09
Carbohidratos	7,12	46,62	47,44
Florotaninos	2,25	10,00	15,00
Cenizas	3,79	26,16	25,00
Total Seco	15,00	89,82	100,00
Total	100,00	100,00	100,00

2.2 CASO BASE

Para el cálculo del caso base del estudio, se considera que la producción de florotaninos debe cubrir el 1% del mercado que abarca la principal competencia como antioxidante preservante de alimentos. Esto corresponde, a cubrir el 1% del mercado de la vitamina C.

La vitamina C cubre el 80% del mercado de los antioxidantes naturales [30], que a su vez, se puede estimar como el 30% del mercado global de antioxidantes (artificiales y naturales) [45] (ver Anexo 2). En la Tabla 8 se muestra el tamaño de los mercados mencionados estimados al año 2020.

Tabla 8: Mercados de antioxidantes, antioxidantes naturales, vitamina C y caso base de florotaninos en toneladas

Mercado	Cantidad [ton]
Antioxidantes [45]	103.300
A. Naturales	30.990
Vitamina C [30]	24.792
Florotaninos	248

Luego, a partir del rendimiento de la extracción calculado a partir de datos bibliográficos [10] y los datos de la Tabla 7, se obtiene la cantidad de alga requerida para satisfacer el caso base establecido, valores que se muestran en la Tabla 9. La relación de alga seca/fresca se obtiene a partir de los datos de la Tabla 7.

Tabla 9: Parámetros para obtener la cantidad de alga requerida y cantidad húmeda y fresca para cubrir el caso base.

Parámetro	Valor
Florotaninos	248 [ton · año ⁻¹]
Rendimiento florotaninos desde alga seca	2,5 %
Alga seca por masa fresca	14,5%
Alga seca	9.917,0 [ton · año ⁻¹]
Alga fresca	68.534,0 [ton · año ⁻¹]

Con la finalidad de comparar el caso base propuesto con una empresa existente, se muestran en la Tabla 10 las ventas de la empresa Naturex. En la primera columna, se muestran las ganancias de dicha empresa por el sector *Food & Beverage* (alimentos y bebestibles) y en la segunda, se muestra el porcentaje que cubre del mercado de la vitamina C (que es el mercado de interés para el caso base) [31].

Tabla 10: Ventas de Naturex [31] y porcentaje en relación al mercado de la vitamina C.

Naturex	Ventas [Millones USD]	Porcentaje [%]
Global	176	23,7
Latinoamerica	12	1,7

Cabe mencionar que los valores mostrados corresponden a todo el sector de *Food & Beverage* que incluye preservantes, saborizantes, colorantes y espesantes entre otros. Los florotaninos corresponden exclusivamente a preservantes de alimentos [31].

Considerando la sobre estimación del porcentaje del mercado de cubre Naturex, el caso base propuesto, en que se cubre el 1% del mercado de la principal competencia, correspondería a una empresa de tamaño similar a la mencionada.

En cuanto a la disponibilidad de alga en el país, el desembarque nacional de *Macrocystis pyrifera* crece cada año desde el 2000, y el 2013 alcanzó más de 30 mil toneladas [46], lo que corresponde al 44,5% del caso base.

Respecto al cultivo de esta especie, estudios con el sistema de cuerdas suspendidas con esporofitos incrustados, realizados al sur de Chile, indican que es posible producirlos con rendimientos de 200 toneladas por año por hectárea en las costas de la Isla de Chiloé [47][48][49], lo que sería rentable a escalas mayores a 30 hectáreas. En Chile solo existen estos cultivos a escala piloto del orden de 20 hectáreas, sin embargo, a nivel mundial se producen de hasta 200 hectáreas en Francia [37] y en China, el país con mayor producción de algas, produce 800.000 toneladas de algas pardas al año en la Bahía Sanggou mediante acuicultura [50].

Dado lo anterior, en un estudio de esta magnitud es necesario considerar el cultivo de las algas, debido a que la cantidad de *M. pyrifera* disponible a nivel nacional no alcanza a abastecer el caso base.

Por otra parte, si bien se han realizado estudios sobre la factibilidad económica de cultivos en la zona de Chiloé, se debe considerar el impacto que tendría cultivos del orden de 100 hectáreas en el ecosistema marino. Los efectos que podrían tener los cultivos en el ecosistema pueden ser: la modificación de las comunidades de microorganismos y el consumo de nutrientes del medio que puede afectar a otros seres vivos, entre otros [48].

Por lo tanto, realizar estudios sobre la sustentabilidad de realizar cultivos de esta magnitud en la zona es fundamental para determinar la factibilidad en cuanto a obtención de la materia prima de este proceso. En el capítulo 3 se analiza la sensibilidad económica de este punto.

2.3 BALANCES DE MASA POR OPERACIÓN UNITARIA

Para los balances de masa del proceso, se considera una operación continua, de 24 horas al día y 350 días al año, lo que corresponde a un total de 8400 horas al año. Por lo tanto, considerando lo expuesto en el caso base, se tiene el flujo de materia prima y de producto que se muestra en la Tabla 11.

Tabla 11: Flujo por año, día y hora de materia prima y producto principal.

Flujo	$[\text{ton} \cdot \text{año}^{-1}]$	$[\text{ton} \cdot \text{día}^{-1}]$	$[\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$
Alga fresca	68.534	195,8	8.159
Florotaninos	248	0,7	30

En el proceso se supone una temperatura y presión ambiente de 20 [°C] y 1 [atm] respectivamente. En el Anexo 6.3, se encuentran los datos utilizados y ejemplos de cálculo para obtener los flujos de balance de masa presentados en esta sección. En el mismo anexo, se encuentran detalladas las composiciones de todos los flujos del proceso (Tablas 47 a 50).

La nomenclatura utilizada es: F_i para la línea principal, FS_i para flujos secundarios de mezclado, FH_i para flujos de recuperación hexano, FF_i para el proceso de fermentación para producción de enzimas, FC_i para la concentración de carbohidratos y FE_i para la recuperación de etanol. A continuación, se muestran en tablas los flujos y composiciones más relevantes del proceso. Además, se muestran en negrita los flujos correspondientes a la salida de la etapa que sigue el proceso principal.

2.3.1 Secado

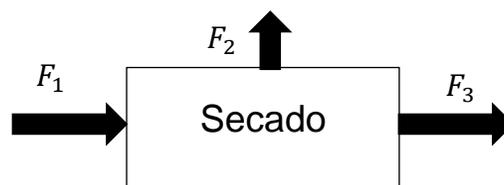


Figura 8: Flujos etapa de secado

El secado de la materia prima se lleva a cabo en un secador de bandejas. En la Tabla 12 se presentan las composiciones másicas del flujo de entrada (F_1) y salida (F_2) de alga (en cuadros blancos se muestra la composición del alga), así como las pérdidas, que fueron obtenidas experimentalmente [10]. Se omiten los pigmentos debido a que se consideran cantidades despreciables, del orden gramos, en comparación a los otros flujos. El flujo 2 corresponde a la biomasa que sale junto con la corriente de servicio de aire del secado $F_a = 55[m^3s^{-1}] = 223.957 [kgh^{-1}]$. Por su parte, los balances de masa son realizados en base a que la humedad inicial (F_1) es del 85% másico, mientras que a la salida (F_3), alcanza el 10% másico.

Tabla 12: Balances de masa secado, en filas blancas la composición del alga.

Condiciones y Composición	$F_1 [kgh^{-1}]$	$F_a [kgh^{-1}]$	$F_2 [kgh^{-1}]$	$F_3 [kgh^{-1}]$	Pérdidas [%]
Temperatura [°C]	20	40	40	40	-
Presión [atm]	1	1	1	1	-
Aire	-	223.957	223.957	-	-
Alga total	8.159	-	-	1.199	-
<i>Agua</i>	6.935	-	6.797	138	98
<i>Florotaninos</i>	184	-	65	118	36
<i>Carbohidratos</i>	581	-	77	503	13
<i>Proteínas</i>	136	-	18	118	13
<i>Lípidos</i>	13	-	2	12	14
<i>Cenizas</i>	309	-	0	309	0

2.3.2 Reducción de tamaño

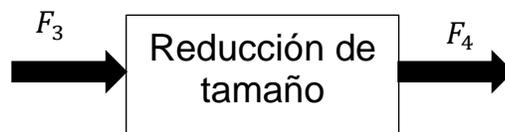


Figura 9: Flujos etapa de reducción de tamaño

En esta etapa, los flujos no cambian, debido a que se asume que se producen pérdidas de masa despreciables (menores al 1%). El objetivo de esta etapa es disminuir el tamaño de la materia prima, desde 5 [m] de largo hasta 0,4 [mm] [10]. Se supone una entrada y salida a temperatura ambiente 20 [°C], debido a las pérdidas de calor desde la salida del secado. Además, se trabaja a presión 1 [atm].

2.3.3 Extracción de lípidos

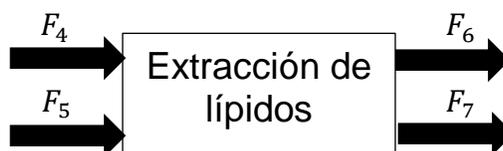


Figura 10: Flujos etapa extracción de lípidos

En esta etapa el objetivo es extraer los lípidos, lo que se realiza con hexano (F_5) en una proporción de $4 L/kg_{as}$ [10]. El equipo a utilizar es un mezclador decantador. Se muestran las composiciones del producto, el subproducto y los componentes involucrados en la Tabla 13. Es importante mencionar, que esta operación también elimina un gran porcentaje de los pigmentos del alga. Posteriormente, se separa el solvente de la biomasa, siendo la fase de hexano la que contiene las grasas y los pigmentos. La eficiencia de extracción utilizada se obtuvo en el estudio experimental de Leyton [10].

Tabla 13: Balances de masa extracción lípidos, en filas blancas se muestra la composición del alga

Condiciones y Composición	$F_4 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_5 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_6 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_7 [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [$^{\circ}C$]	20	20	20	20
Presión [atm]	1	1	1	1
Alga total	1.119,45	-	-	1.189
Florotaninos	118,31	-	-	118,31
Carbohidratos	503,36	-	-	503,36
Lípidos	11,59	-	10,43	1,16
Pigmentos	0,59	-	0,47	0,12
Hexano	-	7.324,87	7.324,87	-

2.3.4 Hidrólisis de carbohidratos y separación de flujos

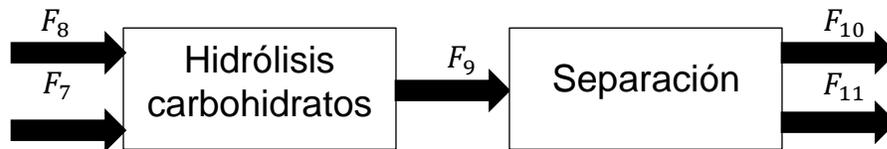


Figura 11: Flujos etapa hidrólisis de carbohidratos

La hidrólisis de carbohidratos, tiene como objetivo liberar los florotaninos que se encuentran formando complejos con los polisacáridos en la pared celular de la biomasa (ver Figura 4). Los balances se realizan considerando la cinética de las reacciones que se muestran en la Figura 12, que son una aproximación. La solución enzimática (F_8) contiene 3 enzimas: alginato liasa, laminarasa y fucoïdanasa, donde el sustrato de cada una es uno de los polisacáridos de mayor abundancia en las células del alga (ver Anexo 6.3.3).

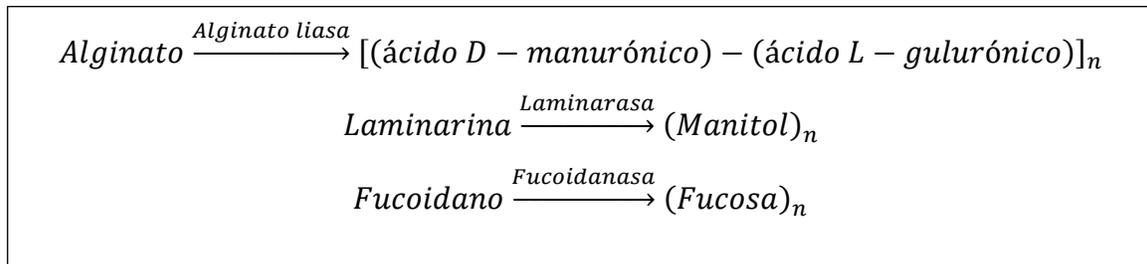


Figura 12: Reacciones en estudio

Cabe mencionar que la reacción se lleva a cabo a una temperatura de 25 [°C] y con agitación. Además, la liberación de florotaninos se obtiene de datos experimentales y depende de la conversión de las reacciones de hidrólisis [10].

En la Tabla 14 se muestran las composiciones de carbohidratos y florotaninos en cada flujo (donde el desglose por tipo se muestra en filas blancas), además de la cantidad total de alga y solución enzimática. La solución se añade en una proporción de 4 L/kg_{as} [10] con una concentración de enzimas igual a $C_{enzimas} = 0,195 [gL^{-1}]$ y actividad total igual a $A = 60,3 [Umg^{-1}]$.

Tabla 14: Balance de masa hidrólisis de carbohidratos, los cuadros blancos muestran el desglose por tipo.

Condiciones y Composición	$F_8 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_7 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_9 [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [°C]	20	20	25
Presión [atm]	1	1	1
Florotaninos	-	118	118
Solubles	-	31	118
Insolubles	-	87	0
Carbohidratos	-	503	503
Alginato	-	201	5
Laminaran	-	76	1
Fucoidan	-	176	14
Otros	-	50	483
Sol. enzimática	4.754	-	4.754

En la Tabla 14, los carbohidratos contabilizados como “otros”, corresponden a los productos de la reacción (Figura 12) y al resto de carbohidratos que no participan de la reacción.

Por otra parte, en la separación del flujo 9, tiene como objetivo separar la biomasa de la fase líquida (que contiene el producto). Esta separación se realiza mediante centrifugación y se producen pérdidas de florotaninos y carbohidratos, que fueron obtenidas experimentalmente. Lo que se muestra en la Tabla 15.

Tabla 15: Balances masa etapa de separación post hidrólisis

Condiciones y Composición	$F_9 [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{10} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{11} [kg \cdot h^{-1}]$	Pérdidas [%]
Temperatura [°C]	25	25	25	-
Presión [atm]	1	1	1	-
Florotaninos	118,22	7,22	111,00	6,11
Carbohidratos	503,36	1,80	501,56	0,36
Sol. enzimática	4.754,19	4.754,19	-	-

2.3.5 Extracción de florotaninos y carbohidratos

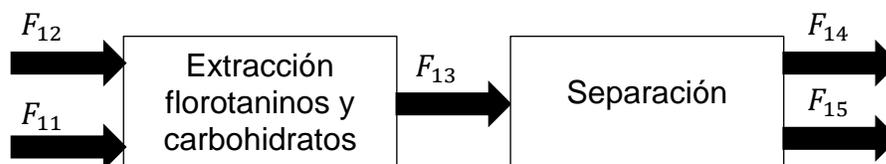


Figura 13: Flujos etapa de extracción.

La extracción de los compuestos de interés se realiza con una solución de NaOH 0,5 [M] (F_{12}), la cual se añade en una proporción de 20 Lkg_{as}^{-1} (F_{12} a 20°C) [10]. La composición de la biomasa no cambia entre el flujo 11 y el 13, debido a que el cambio es una transferencia desde el interior de las células al exterior.

Tabla 16: Balances de masa extracción

Condiciones y Composición	$F_{11} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$	$F_{12} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$	$F_{13} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$
Temperatura [$^\circ\text{C}$]	25	20	100
Presión [atm]	1	1	1
Carbohidratos	502	-	502
Proteínas	118	-	118
Lípidos	1	-	1
Cenizas	309	-	309
Florotaninos	111	-	111
Sol. alcalina	-	23.841	23.841

Por su parte, la separación tiene como objetivo separar la biomasa de la fase líquida, siendo esta última la fase en la que los florotaninos y carbohidratos se encuentran en solución.

Tabla 17: Balances de masa etapa separación post extracción

Condiciones y Composición	$F_{13} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$	$F_{14} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$	$F_{15} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$	Pérdidas [%]
Temperatura [$^\circ\text{C}$]	100	25	25	-
Presión [atm]	1	1	1	-
Carbohidratos	502	64	438	13
Proteínas	118	95	24	80
Lípidos	1	1	0	100
Cenizas	309	309	0	100
Florotaninos	111	71	40	64
Sol. alcalina	23.841	-	23.841	-

2.3.6 Adsorción

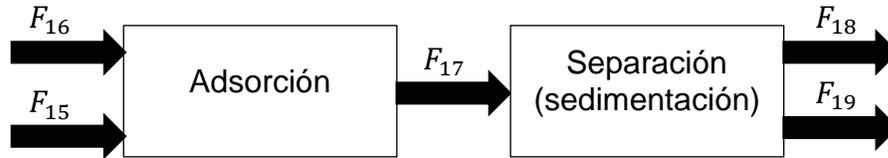


Figura 14: Flujos etapa de adsorción

La adsorción tiene como objetivo unir el producto deseado a la resina y así separarlo de la solución alcalina. Se realiza añadiendo resina según las propiedades de la resina macroporosa XAD-16N, de grado alimenticio [51][52], procedimiento que se detalla en el Anexo 6.3.5. Por otra parte, la corriente 18 es la salida del subproducto, que tiene un porcentaje másico de carbohidratos igual al 2%, compuesto principalmente por monómeros de alginato.

Tabla 18: Balances de masa etapa adsorción

Condiciones y Composición	$F_{16} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{15} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{18} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{19} [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [$^{\circ}C$]	20	25	25	25
Presión [atm]	1	1	1	1
Florotaninos	-	40	8	32
Carbohidratos	-	438	429	9
Sol. alcalina	-	23.841	23.841	-
Resina	400	-	-	400

2.3.7 Desorción

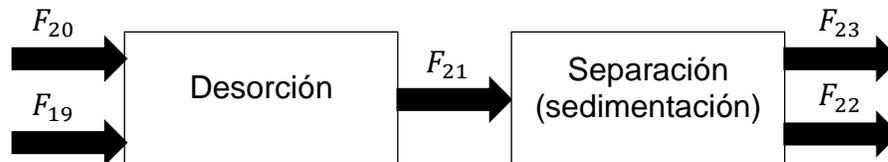


Figura 15: Flujos etapa de desorción

El objetivo de esta etapa es desorber los florotaninos de la resina hacia la solución de etanol, que se añade en una proporción $16,2 [L_{ads}L_{des}^{-1}]$ [10]. Posteriormente, se realiza la separación de la resina de la solución, mediante sedimentación.

Tabla 19: Balances de masa etapa desorción

Condiciones y Composición	$F_{20} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{19} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{22} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{23} [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [$^{\circ}C$]	25	25	25	25
Presión [atm]	1	1	1	1
Florotaninos	-	32	2	30
Sol. Etanol 10%	4.862	-	-	4.862
Resina	-	400	400	-

2.3.8 Concentración

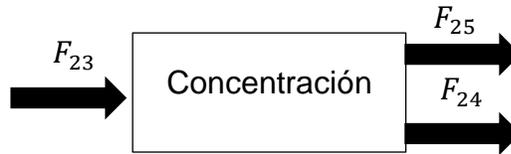


Figura 16: Flujos etapa de concentración

Luego de la desorción de los florotaninos, se busca disminuir el volumen de la solución de etanol y así tener un producto más concentrado. A continuación, se muestra la composición de los flujos de entrada y salida de esta etapa.

Tabla 20: Flujos importantes de la concentración de producto

Composición	$F_{23} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{24} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{25} [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [$^{\circ}C$]	25	25	25
Presión [atm]	1	1	1
Florotaninos	30	-	30
Etanol	4.262	4.091	170
Agua	600	576	24

Esto entrega una solución de producto con una concentración igual a:

$$C_{25f} = 120 [kgm^{-3}]$$

2.3.9 Secado

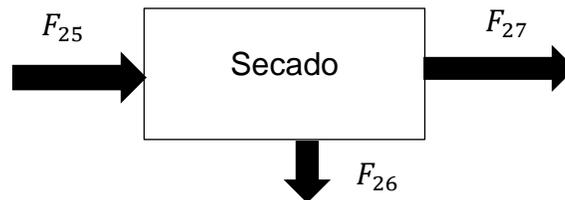


Figura 17: Flujos etapa de secado

El secado del producto, busca aumentar la concentración del producto y disminuir su volumen. El flujo final contiene un 95% de sólidos. La salida 26 corresponde al vapor de etanol y agua que posteriormente es condensado.

Tabla 21: Balances de masa de la etapa de secado

Composición	$F_{26} [kg \cdot h^{-1}]$	$F_{27} [kg \cdot h^{-1}]$
Temperatura [$^{\circ}C$]	120	20
Presión [atm]	1	1
Florotaninos	-	30
Etanol	169	1
Agua	24	0

2.3.10 Procesos de recuperación

- Recuperación de hexano: En esta etapa se recupera un 99% del flujo de hexano utilizado en el proceso (F_6), que se vuelve a reinsertar en el proceso (FH_2), junto con solvente fresco (FH_1). Las corrientes están a temperatura y presión ambiente.

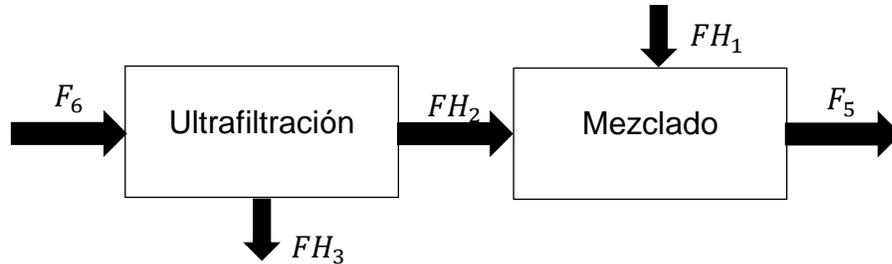


Figura 18: Flujos recuperación hexano

- Recuperación etanol: El flujo de solución de etanol proveniente de la concentración del producto (F_{24}) y de la liofilización (previamente condensado FE_1 , donde se asume un 10% de pérdida), se reinsertan al proceso en la preparación de la solución que entra al proceso (FE_3).

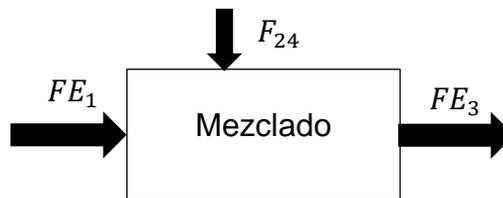


Figura 19: Flujos recuperación etanol

- Concentración de carbohidratos: Dado que la corriente de salida de los carbohidratos tiene una concentración de sólidos baja, se concentra mediante un evaporador de 4 efectos, que aumenta la concentración 5 veces y se obtiene $C_{FC_1} = 89 \text{ [kgm}^{-3}\text{]}$



Figura 20: Flujos concentración carbohidratos

2.3.11 Producción enzimas

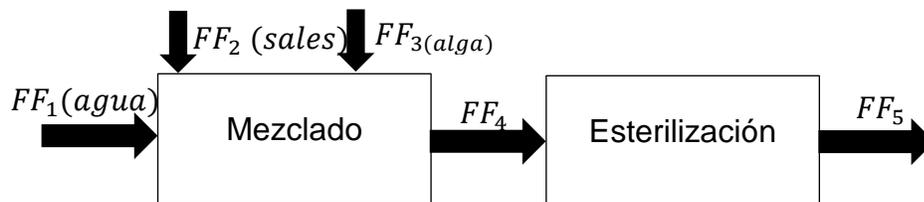


Figura 21: Flujos preparación de medio de cultivo

Primero, se mezclan los componentes del medio de cultivo que corresponde a una solución de agua de mar artificial y alga seca, la cual debe ser esterilizada.

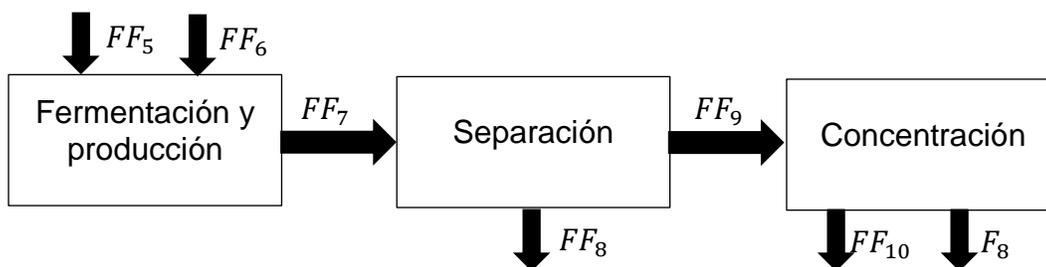


Figura 22: Flujos producción y concentración enzimas

Luego, se produce la fermentación de los hongos y la producción de enzimas en el reactor, donde entra el medio estéril (FF_5) y el inóculo (FF_6). Finalmente se separa el caldo enzimático de la biomasa (FF_8) y se concentra. Los principales flujos y composiciones se muestran en la Tabla 22:

Tabla 22: Flujos relevantes de la línea de fermentación

Condiciones y Composición	FF_5 [$kg\ h^{-1}$]	FF_7 [$kg\ h^{-1}$]	FF_8 [$kg\ h^{-1}$]	FF_9 [$kg\ h^{-1}$]
Temperatura [$^{\circ}C$]	25	25	25	25
Presión [atm]	1	1	1	1
Hongos	-	6	6	-
Algas	360	208	208	-
Enzimas	-	1	-	1
Solución marina	23.631	23.776	-	23.776

2.4 CÁLCULO Y ANÁLISIS DE RENDIMIENTOS

Acorde a los resultados del balance de masa, se tienen los siguientes rendimientos globales respecto al contenido inicial del compuesto presente en el alga seca.

Tabla 23: Rendimientos globales del proceso para florotaninos y carbohidratos (CH)

Proceso	$R_{florotaninos}$ [%]	R_{CH} [%]
Secado	64	87
Pre – Tratamiento	60	86
Extracción	22	75
Purificación	16	74

El pre-tratamiento abarca las etapas de extracción de lípidos, hidrólisis de carbohidratos y separación, la extracción abarca la etapa de extracción y posterior separación y la purificación abarca desde la adsorción hasta el secado por liofilización.

2.5 DIAGRAMA DE FLUJO Y EQUIPOS

A continuación, en la Figura 23, se presenta el diagrama de flujos del proceso.

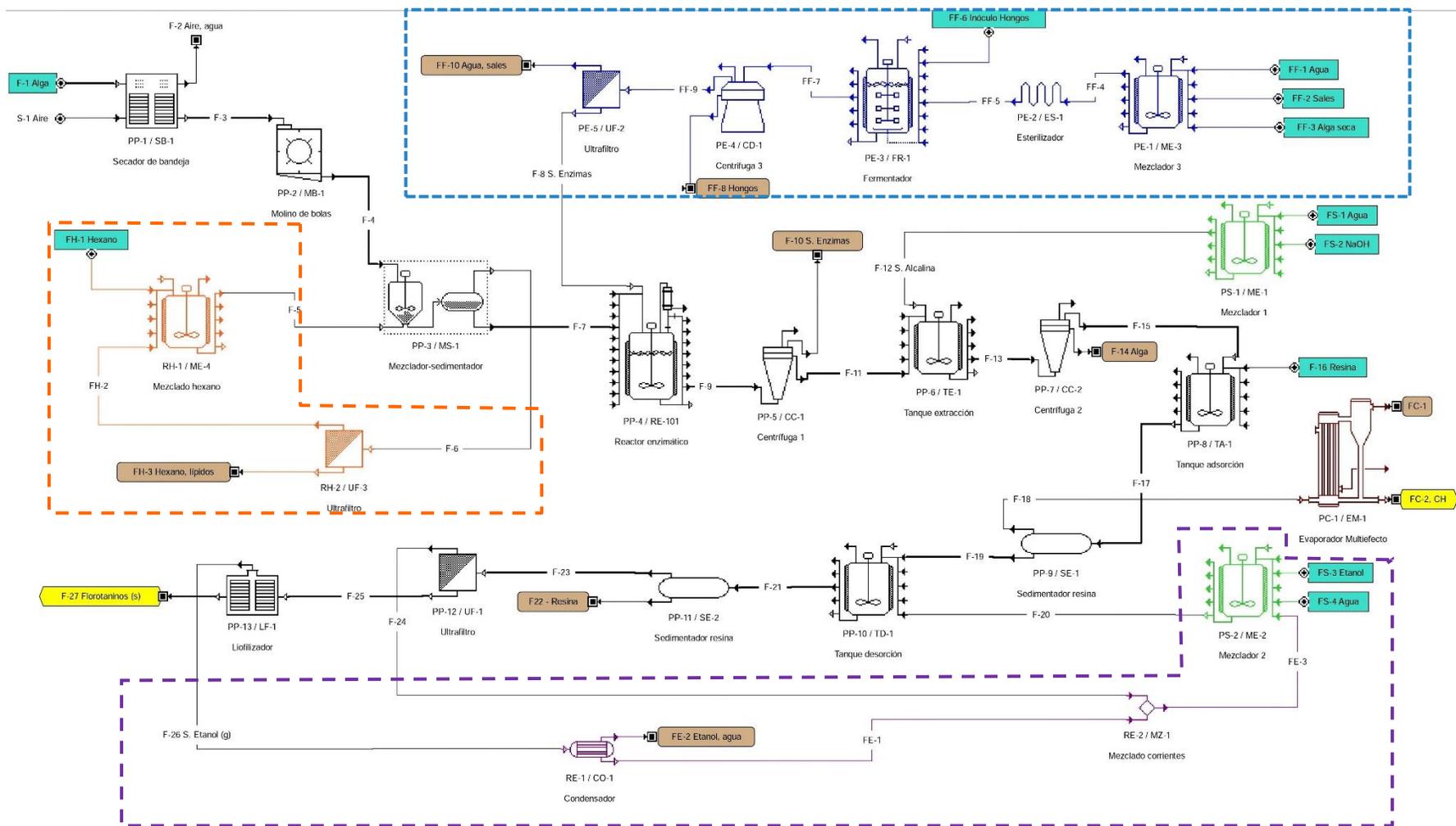


Figura 23: Diagrama de flujos. La línea principal se encuentra en negro, la línea de producción de enzimas y fermentación es azul, la de recuperación de hexano es naranja, la secundaria es verde y la concentración de carbohidratos burdeo. Las etiquetas celestes son entradas, las amarillas son productos y las cafés son residuos.

El diagrama incluye los equipos seleccionados, cuyos fundamentos se describen en el Anexo 6.4. Los resultados principales se exponen en esta sección.

2.5.1 Selección de equipos

Proceso Principal

En la línea principal se comienza con la etapa de secado, donde se elige un secador de bandeja ($SB - 1$), principalmente debido a que se utiliza la tasa de evaporación de agua en dicho equipo, obtenida de forma experimental. El secador seleccionado a partir de la variable de diseño, funciona con una cinta transportadora, por lo que luego de esta etapa, se utiliza otra cinta para llevar la biomasa hacia la siguiente etapa ($CT - 1$).

En la siguiente etapa de reducción de tamaño se selecciona una cuchilla que corte cada 30 [cm] de forma automática en la cinta transportadora y un molino de bolas ($MB - 1$) que permite reducir hasta el tamaño deseado de 0,4 [mm] sin mayores impactos que puedan dañar el producto [53][54].

Por su parte, la extracción de lípidos se hace en un mezclador-sedimentador ($MS - 1$) conformado por un taque con agitación que se une con un compartimiento que permite sedimentar el flujo y separar los líquidos de los sólidos, como se muestra en la Figura 24.

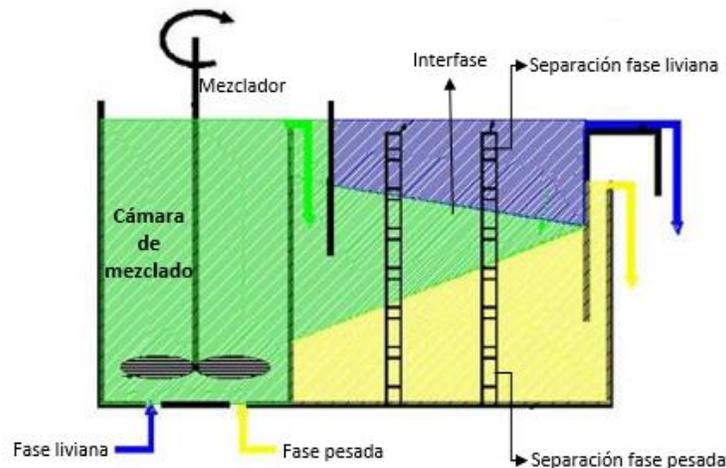


Figura 24: Esquema de un mezclador sedimentador [55]

Luego, la hidrólisis de carbohidratos se realiza en un reactor enzimático ($RE - 1$) con chaqueta enfriadora y la separación post hidrólisis se lleva a cabo en una centrífuga ($CC - 1$).

En cuanto a la extracción del producto, se realiza en un tanque agitado ($TE - 1$) con chaqueta calefactora y la separación posterior en una segunda centrífuga ($CC - 2$). Cabe mencionar que ambas separaciones se estudiaron en laboratorio y a pesar de que se pueden sedimentar, a velocidades de 0,043 [cms^{-1}] y 0,058 [cms^{-1}] respectivamente, se obtiene un mejor resultado mediante centrifugación.

En cuanto a la purificación, tanto la adsorción como la desorción se realizan en tanques agitados ($TA - 1, TD - 1$ respectivamente) en donde se añade la resina requerida, mientras que la separación posterior, se realiza mediante sedimentadores ($SE - 1, SE - 2$ respectivamente), ya que la resina decanta (resultado experimental).

Por su parte, la concentración se lleva a cabo mediante ultrafiltros ($UF - 1$) debido a que es la operación adecuada para el tamaño del producto ($1 - 280 [nm]$) [56] además, debe tener una membrana resistente a la solución de etanol [57][58][59]. En cuanto al sistema de ultrafiltración, se plantea que se deben utilizar módulos de ultrafiltración tubulares o de fibra hueca debido a su facilidad de mantenimiento y alta densidad de área por volumen de los módulos, estos sistemas se asemejan a la configuración de los intercambiadores de calores de tubos y carcaza [60].

Por último, el secado final, como ya se mencionó se realiza en un liofilizador ($LF - 1$) debido a que es un proceso que no degrada ni daña el producto y es adecuado para productos alimenticios o farmacéuticos [56][61].

Procesos Secundarios

Los equipos secundarios que se consideran son: tanque de mezclado para la solución de NaOH y de etanol ($ME - 1, ME - 2$, respectivamente).

Producción de Enzimas

En cuanto a la línea de fermentación, luego del tanque de mezclado ($ME - 3$) para el medio de cultivo, se tiene el esterilizador, que se compone de dos intercambiadores de calor ($ES - 1/1, ES - 1/2$) y el fermentador ($FR - 1$) con chaqueta enfriadora. Finalmente, se tienen los equipos de separación: la centrífuga de discos ($CD - 1$) para separar la biomasa y el equipo de ultrafiltración ($UF - 2$) para concentrar la solución enzimática, debido a que es adecuado para concentrar proteínas, en particular enzimas ($10^4 - 10^6 [Da]$) [56].

Recuperación Hexano y Etanol

En cuanto a la línea de recuperación de hexano, se tiene el tanque de mezclado ($ME - 4$) y el equipo de ultrafiltración ($UF - 3$) para separar las grasas del solvente. Este último debe tener una membrana adecuada para lípidos y resistente al solvente [62][63][64]. En cambio, la línea de recuperación de etanol debe contar con un condensador ($CO - 1$) que es dimensionado como un intercambiador de calor y un mezclador de flujos ($MZ - 1$) considerado dentro del piping.

Producto secundario

Respecto al producto secundario, la solución de carbohidratos, debido a que se encuentra en bajas concentraciones en la solución alcalina, se decide considerar en el análisis un equipo extra para concentrar este producto: un evaporador multiefecto ($EM - 1$). Esto quiere decir, que la solución entra a este equipo, donde se evapora parte del contenido acuoso el cual se utiliza como servicio para calentar la solución restante, gracias a cambios de presión.

Equipo de Servicio

Por otra parte, como se estudia en la siguiente sección, será necesaria una caldera para generar el vapor requerido por el proceso ($CL - 1$), la cual funciona a base de biomasa forestal residual. Esto debido a que se elige un combustible que tenga menores emisiones NO_x y SO_x , en comparación a los combustibles fósiles [65].

2.5.2 Dimensionamiento

A continuación, se muestran los resultados de los dimensionamientos en las Tablas 24 (principales) y 25 (secundarias y de servicios): se presenta el código, el número de equipos requeridos, la variable de diseño y dimensiones de interés. Los cálculos asociados a esta sección se encuentran en el Anexo 6.4.

Proceso principal

Tabla 24: Dimensionamientos equipos línea principal. A_t : área de transferencia, L : largo, V : volumen, D : diámetro, B : ancho, H : altura, Σ_{eq} : área equivalente, Q : flujo volumétrico, F : flujo másico

Nombre equipo	Código	Cantidad	Variable de diseño	Dimensiones [m]
Secador de bandeja	SB-1	5	$A_t = 1.680 [m^2]$	$L = 10; B = 2;$ $H = 2,3$
Molino de bolas	MB-1	2	$V_M = 0,4 [m^3]$	$L = 2,1; B = 0,9$
Mezclador sedimentador	MS-1	1	$V_M = 7,3 [m^3]$ $A_D = 13,4 [m^2]$	$D_M = 2,1; H_M = 2,1$ $L_S = 7,5; B_S = 1,8;$ $H_S = 1,5$
Reactor enzimático	RE-1	1	$V = 61,2 [m^3]$	$D = 4,3; H = 4,3$
Centrífuga clarificadora 1	CC-1	1	$\Sigma_{eq} = 6,7 [m^2]$ $Q = 5,7 [m^3 h^{-1}]$	$L = 2; B = 2$
Tanque extracción	TE-1	1	$V = 88,5 [m^3]$	$D = 4,8; H = 4,8$
Centrífuga clarificadora 2	CC-2	1	$\Sigma_{eq} = 21,4 [m^2]$ $Q = 24,6 [m^3 h^{-1}]$	$L = 2; B = 2$
Tanque adsorción	TA-1	1	$V = 262,6 [m^3]$	$D = 6,9; H = 6,9$
Sedimentador 1	SE-1	1	$A_S = 1,2 [m^2]$	$L = 5; B = 0,2; H = 1$
Tanque desorción	TD-1	1	$V = 68,8 [m^3]$	$D = 4,4; H = 4,4$
Sedimentador 2	SE-2	1	$A_S = 0,1 [m^2]$	$L = 2; B = 0,1; H = 1$
Ultrafiltro 1	UF-1	4	$A_{t_1} = 90,6 [m^2]$ $A_{t_2} = 18,1 [m^2]$	$L = 2; B = 2; H = 3$
Liofilizador	LF-1	1	$Q = 5,76 [m^3 día^{-1}]$	$L = 17,8; B = 3;$ $H = 3,5$

Cabe mencionar que las centrífugas, fueron seleccionadas desde catálogos a partir del flujo y el porcentaje de sólidos a tratar, ya que ese es el parámetro de selección y no el área equivalente calculada [66][67]. En cuanto al liofilizador, se selecciona desde catálogo a partir del flujo de entrada y se comprueba que las condiciones de operación sean adecuadas para el proceso: flujo volumétrico de entrada y de salida [68]

Con respecto a las dimensiones del secador, las centrífugas y el liofilizador, fueron obtenidas desde el proveedor para mantenerlas dentro de las dimensiones factibles en la industria. Por su parte, las dimensiones de los tanques, mezclador y sedimentador fueron calculadas mediante proporciones industriales estándar [69][70].

En cuanto a los equipos de ultrafiltración industriales, se utilizan de fibra hueca, de aproximadamente 30 [cm] y alcanzan alturas de 1 a 3 metros, además, se sostienen de estructuras que además contienen el piping y la instrumentación y suelen ser de 2 metros de ancho por 2 de largo, como se muestra en la Figura 25 [71][72]. Dentro del cilindro se encuentra el material filtrante, que debe tener el área de transferencia dimensionada.



Figura 25: Esquema de un equipo de ultrafiltración industrial tubular.

Procesos secundarios

En el caso de las líneas no principales, se calcularon las variables de diseño de los tanques, los intercambiadores de calor y de los ultrafiltros. Mientras que la centrífuga se selecciona desde catálogo a partir del flujo, porcentaje y tamaño de sólidos a tratar y el evaporador multiefecto, la cinta transportadora y la caldera son seleccionados de catálogo a partir de los requerimientos de la planta. En cuanto a

las dimensiones, fueron obtenidas a partir de las proporciones industriales, y en el caso de los intercambiadores de calor que componen el esterilizador se estimaron las dimensiones asumiendo que corresponde a un equipo de tubos y carcasa [73].

Tabla 25: Dimensionamientos equipos secundarios, fermentación, recuperación y subproducto.

A_t : área de transferencia, L : largo, V : volumen, D : diámetro, B : ancho, H : altura,
 Σ_{eq} : área equivalente, Q : flujo volumétrico

Nombre equipo	Código	Cantidad	Variable de diseño	Dimensiones [m]
Mezclador 1	ME-1	1	$V = 14,2 [m^3]$	$D = 2,6; H = 2,6$
Mezclador 2	ME-2	1	$V = 3,6 [m^3]$	$D = 1,7; H = 1,7$
Mezclador 3	ME-3	1	$V = 14,4 [m^3]$	$D = 2,6; H = 2,6$
Esterilizador	ES-1	1	$A_{t_c} = 116,4 [m^2]$ $A_{t_e} = 30,4 [m^2]$	$L = 8,5; B = 7$
Fermentador	FR-1	4	$V = 232 [m^3]$	$D = 5,3; H = 12$
Centrífuga de discos	CD-1	1	$\Sigma_{eq} = 8 \cdot 10^8 [m^2]$ $Q = 24 [m^3 h^{-1}]$	$L = 2; B = 2$
Ultrafiltro 2	UF-2	3	$A_t = 39,2 [m^2]$	$L = 2; B = 2; H = 3$
Mezclador 4	ME-4	1	$V = 6,7 [m^3]$	$D = 2; H = 2$
Ultrafiltro 3	UF-3	2	$A_t = 111 [m^2]$	$L = 2; B = 2; H = 3$
Condensador	CO-1	1	$A_t = 5,7 [m^2]$	-
Evaporador multiefecto	EM-1	1	-	$L = 5,8; B = 1,6;$ $H = 11,5$
Cinta transportadora	CT-1	2	-	$L = 10; B = 1$

Se observa que los tanques más grandes son el de adsorción de la línea principal (diámetro de 6,9 [m]) y los fermentadores de la línea de fermentación (4 tanques de 5,3 [m] de diámetro cada uno). En cuanto al tamaño del resto de los equipos, destacan los 5 secadores de bandeja de 10 [m] de largo cada uno y el liofilizador que alcanza los 17 [m] de largo.

2.6 BALANCES DE ENERGÍA Y SERVICIOS

En esta sección se muestran los resultados de requerimientos energéticos de los equipos del proceso, así como también los servicios requeridos, el desarrollo de los cálculos se puede ver en el Anexo 6.5.

Balances de energía e Integración energética

En cuanto a los requerimientos energéticos, dado que la gran mayoría de los flujos deben tener una temperatura de entrada igual a la de salida del equipo anterior, los requerimientos energéticos son despreciables. Sin embargo, el reactor enzimático, el tanque de extracción y el fermentador tienen balances significativos y los resultados se muestran en la Tabla 26. Además, se incluye el calor requerido por los intercambiadores de calor que componen el esterilizador.

Tabla 26: calores y servicios del proceso

Nombre equipo	Código	Calor [kJ s^{-1}]	Servicio	Flujo servicio [kg s^{-1}]
Reactor enzimático	RE-1	1.841	Agua (s1, s2)	188,7
Tanque extracción	TE-1	2	Vapor (s3, s4)	0,2
Fermentador	FR-1	32	Agua (s5, s6)	2,9
Intercambiador calentamiento	ES-1	1.582	Vapor (s7, s8)	3,9
Intercambiador enfriamiento	ES-2	2.680	Agua (s9, s10)	36,2
Condensador	CO-1	231	Agua (s11, s12)	4,3

Las integraciones de flujos de servicios realizadas se detallan en el anexo, las cuales son:

- Utilización de la salida del agua de enfriamiento del segundo intercambiador para pre-calentar el medio en el primer intercambiador
- Reutilización de un porcentaje del agua de enfriamiento del reactor enzimático en el esterilizador (20%), los fermentadores (1,5%) y en el condensador de etanol (2,3%)
- Reutilización de parte del vapor de agua a la salida del esterilizador en la chaqueta calefactora del tanque de extracción (5%).

En el siguiente diagrama se observan los flujos e integraciones de agua y vapor de servicios.

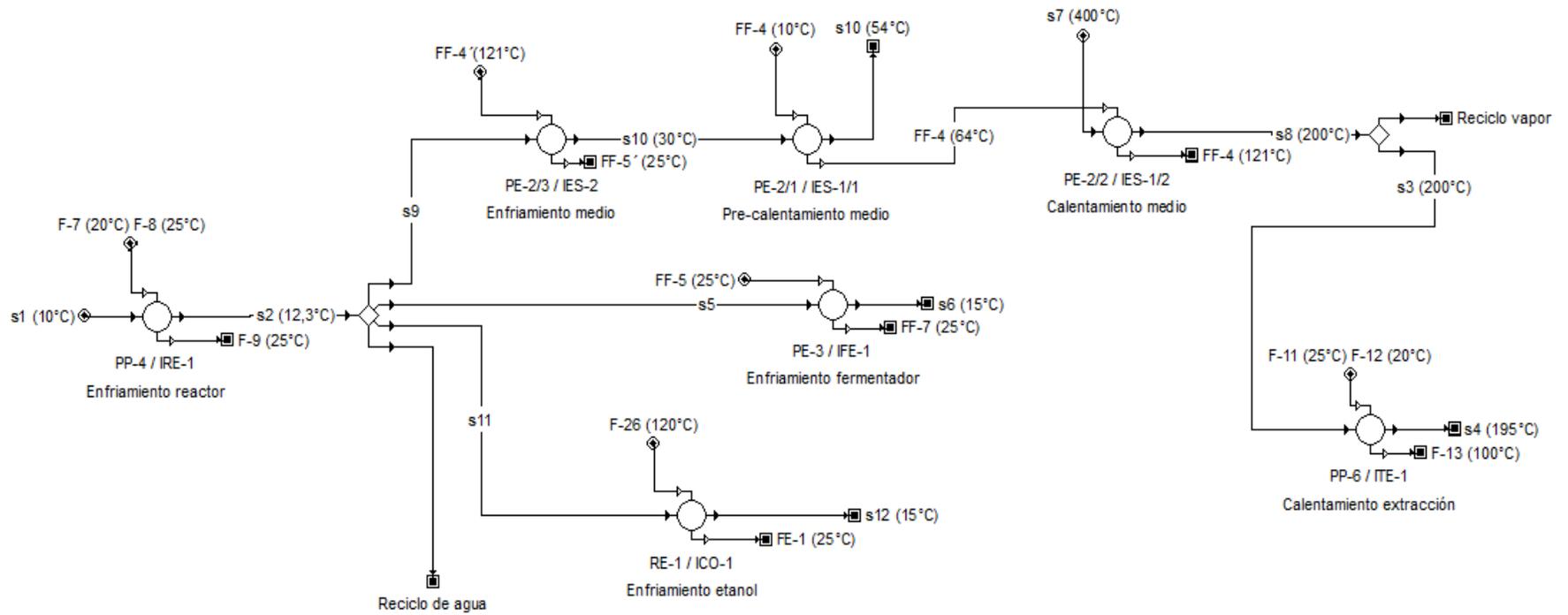


Figura 26: Diagrama de flujos de servicios e integraciones

Lo anterior permite un ahorro de agua y vapor de $43 [kgs^{-1}]$ y $0,22 [kgs^{-1}]$ respectivamente. Finalmente, considerando lo anterior, son necesarios: $189 kgs^{-1}$ y $3,9 [kgs^{-1}]$ de agua de enfriamiento y vapor para calentamiento respectivamente, donde este último se obtiene de la caldera y se ahorra un 19% de agua y 5% de vapor debido a las integraciones energéticas.

En cuanto a la caldera, para producir el vapor requerido, se requiere de $474,6 [kgs^{-1}]$ de biomasa forestal.

Servicio Eléctrico

En cuanto al servicio eléctrico, se consideran las potencias requeridas por los equipos, tanto de agitación como del funcionamiento propio (Tabla 27).

Tabla 27: Potencias requeridas por los equipos del proceso

Nombre Equipo	Código	$P_{agitación} [kW]$	Nombre Equipo	Código	$P_{equipos} [kW]$
Mezclador sedimentador	MS-1	0,2	Secador de bandejas	SB-1	290,0
Reactor enzimático	RE-1	36,4	Molino de bolas	MB-1	18,5
Tanque extracción	TE-1	66,1	Centrífuga clarificadora 1	CC-1	44,1
Tanque adsorción	TA-1	253,4	Centrífuga clarificadora 2	CC-2	60,0
Tanque desorción	TD-1	34,6	Centrífuga de discos	CD-1	37,0
Fermentador	FE-1	542,5	Ultrafiltro 1	UF-1	31,7
Mezclador 1	ME-1	0,4	Ultrafiltro 2	UF-2	104,6
Mezclador 2	ME-2	0,1	Ultrafiltro 3	UF-3	60,9
Mezclador 3	ME-3	0,4	Liofilizador	LF-1	260,0
Mezclador 4	ME-4	0,2	Cinta transportadora	CT-1	15,0
Subtotal		934,3	Subtotal		921,8
Total					1.856,1

Las potencias de agitación se obtienen a partir de la velocidad de agitación y las dimensiones del equipo, mientras que el resto se obtienen de catálogo. En el caso de los equipos de ultrafiltración se utiliza una aproximación de potencia por permeado. A partir de la Tabla 27, se tiene que la potencia eléctrica total requerida por la planta es $P_{planta} = 1.856 [kW]$, donde los equipos que consumen más corresponden a los fermentadores (29%), secadores de bandeja (16%), liofilizador (14%), tanque de adsorción (14%), ultrafiltro 2 (6%) y tanque de extracción (4%).

2.7 DISCUSIÓN

En esta sección se discuten los aspectos más relevantes para el estudio técnico: supuestos fuertes, factores de seguridad, gastos energéticos.

Etapa de Secado

En la etapa de secado, el área es sensible a la tasa de evaporación del agua ya que al aumentarla en un 10%, el área disminuye en un 13%. Con otro tipo de secado, por ejemplo, el rotatorio, se podría obtener una mayor tasa de evaporación, pero se debe realizar el experimento en un secador rotatorio piloto para determinarla y de esta forma, se podría utilizar una menor cantidad de equipos en esta etapa. Otra forma de aumentar la tasa de evaporación, es aumentar la velocidad del aire de entrada o la diferencia de temperaturas entre el bulbo seco y húmedo, en este caso se aumentó la velocidad del aire debido a que la capacidad a escala industrial es mayor que la piloto; de no aumentar la velocidad, la tasa de evaporación hubiese sido muy pequeña para lograr áreas industrialmente factibles [74][75].

Cabe mencionar que el área máxima de secado en catálogos, corresponde al tamaño de los secadores seleccionados, siendo que el tamaño estándar se encuentra entre los 100 – 700 [m²] [74][75][76], por lo tanto, la factibilidad técnica dado al espacio requerido por estos equipos, se reduce al aumentar el flujo de alga a tratar. Una solución a este problema es cambiar los equipos por salas de secado, que tengan un flujo de aire dentro de la construcción, idealmente con cintas transportadoras para automatizar el flujo de alga.

En términos energéticos, la potencia requerida por los secadores es la más alta de la línea principal, debido principalmente a la cantidad de alga a tratar (16% del total).

Etapa Reducción de Tamaño

En cuanto al molino, si bien el de bolas tiene menor impacto que el de martillos o chuchillas, el calor generado podría llegar a dañar el producto, y en este análisis se asume que no hay pérdidas en esta etapa, sin embargo, las pérdidas experimentales asociadas a esta etapa se incluirían en las pérdidas durante la etapa de secado, debido a que están sobredimensionadas (es el peor de los casos).

Extracción de Grasas

Como se observa en la Tabla 7, la cantidad de grasas y pigmentos es casi despreciable en comparación a los demás flujos involucrados en el proceso. En el siguiente capítulo, se analizará el efecto económico de la existencia de esta etapa. Sin embargo, de no removerse el contenido graso en esta etapa, podría ser un contaminante en el flujo de salida de producto.

Etapa Hidrólisis Enzimática

En el reactor enzimático se estudió la cinética de la reacción enzimática, la cual depende de la concentración de enzima en la solución. A partir de los parámetros cinéticos obtenidos de enzimas provenientes de hongos similares, se determinó un *trade-off* entre la conversión alcanzada y el volumen del reactor (Anexo 6.3.3). En el caso presentado se priorizó una mayor conversión con el fin de liberar una mayor cantidad de florotaninos desde los complejos. Es debido a este *trade-off*, que se

decide implementar una etapa de concentración posterior a la centrifugación del caldo de fermentación de la línea de producción de enzimas, ya que permite aumentar en 5 veces la concentración enzimática y así, disminuir el volumen (en un 80%) del reactor sin comprometer la conversión.

En términos energéticos, se supone que la reacción de hidrólisis es desde glucógeno a glucosa, debido a la falta de datos de entalpía de los polisacáridos involucrados en la reacción, sin embargo, la celulosa, el almidón y el glucógeno presentan similares entalpías de formación [69], lo que sustenta el supuesto de que las del laminaran, el fucoidan y el alginato serían similares. Sin embargo, la entalpía de formación de la glucosa podría ser diferente al manitol, fucosa y al dímero de alginato, debido a que tienen diferentes pesos moleculares. Esto indica que la energía a remover del reactor estaría sobredimensionada.

Etapa extracción

En cuanto al tanque de extracción, se utilizaron los parámetros experimentales para su diseño y con respecto al calor requerido, se reutiliza el vapor proveniente del esterilizador. En esta etapa, el flujo rico en florotaninos alcanza el 3,3% másico del alga seca y en cuanto a rendimiento de la etapa, se recupera un 36%. Sin embargo, este es uno de los rendimientos más altos alcanzados hasta el momento para la extracción [77].

Etapa adsorción y desorción

El tanque de adsorción tiene dimensiones de 6,9 metros de diámetro y de alto, lo que lo convierte en el tanque con mayor diámetro de la planta, además, la potencia requerida por agitación alcanza el 14% del total.

En la adsorción y desorción se asume un rendimiento global en base a alga secada igual al 2,5%, lo que implicaría una mayor eficiencia que lo reportado en experiencias anteriores (1%) [10]. Esto se asume con la finalidad de disminuir la cantidad de alga fresca requerida en el proceso para cumplir con el caso base, de lo contrario la cantidad de alga a tratar supera considerablemente la cantidad de alga disponible anualmente en el país, aspecto que se profundiza en el siguiente capítulo (punto 3.5.1). Por otra parte, actualmente se realizan distintos estudios sobre la purificación de extractos fenólicos, principalmente con resinas de adsorción y equipos de ultrafiltración, por lo que se podría llegar a alcanzar mayores eficiencias [57][78][79]. Por dichos efectos, se aumentó la eficiencia de adsorción de la resina en un 10% y el nivel de purificación (q_p/q_d) se asume igual al 0,94 (valor 1,25 veces mayor al reportado en literatura). Esto tiene grandes efectos en la producción del proceso, por ejemplo, si se utiliza el nivel de purificación original (0,42 [10]), entonces la producción de florotaninos disminuye en un 56% y la pérdida es 11 veces la del caso en estudio. Además, esto implica que habría un mayor porcentaje de florotaninos en la corriente de salida de los carbohidratos (F_{18}) que en la corriente principal del proceso. Por lo tanto, es necesario estudiar la etapa de purificación para aumentar su rendimiento, ya sea mediante la utilización de diferentes resinas o la utilización de agentes que favorezcan el proceso. Otro aspecto importante de esta etapa es la forma en que se utiliza la resina, existe la posibilidad de un sistema de columna empacada para la purificación con el fin de recircular la elución y así obtener mayor cantidad de producto, sin embargo, dados

los parámetros de adsorción de la isoterma de Freundlich, se alcanza un punto en que la resina no podrá adsorber más soluto, sin embargo, facilitaría la reutilización de la resina. Finalmente, se analiza la cantidad de desorbente que se debe utilizar (16 BV) [10], debido a que, de utilizar la menor proporción posible dada por la hoja de datos de la resina (4BV) [51], el producto saldría a una mayor concentración y se podría evitar la etapa de ultrafiltración, sin embargo, requiere ser estudiado experimentalmente.

Factor de seguridad y equipos de respaldo

Con respecto a los márgenes de seguridad en el dimensionamiento, los tanques agitados se dimensionaron con un factor de seguridad igual 1,2 [69] y los sedimentadores con un factor entre 1,5 y 1,75 [70], debido a que al sedimentador más pequeño se le entrega un mayor factor de seguridad para evitar separaciones ineficientes en caso de variaciones inesperadas de la velocidad del flujo.

Por otra parte, a los equipos de fermentación se les incluyó un 14% de altura de hold-up [69]. Además, se considera un equipo de respaldo para la etapa de secado y de molienda, mientras que en la etapa de ultrafiltración requiere de un equipo de respaldo para mantener la continuidad del proceso (debido a la naturaleza discontinua del equipo).

Línea de Fermentación

Acerca de la línea de fermentación, se utilizaron parámetros cinéticos de otro hongo marino filamentoso debido a la poca caracterización disponible de la especie a utilizar (*Alternaria sp*), lo que permitió estudiar la producción de biomasa y determinar la óptima tasa de dilución a utilizar, lo que entregó el volumen requerido para la fermentación y producción. Sin embargo, la producción enzimática podría ser más eficiente al separar la operación en un fermentador exclusivamente para el crecimiento de biomasa y luego en otro tanque producir la enzima, para lo cual sería necesario conocer los parámetros óptimos de crecimiento y de producción. Por otra parte, se podría modificar genéticamente el hongo para aumentar su producción de enzimas, como se hizo recientemente en estudios sobre la producción recombinante de la enzima alginato liasa [80].

En cuanto a los equipos, son 4 fermentadores de 5 metros de diámetro y 14 metros de altura, siendo los equipos de mayor altura de la planta, además los 4 fermentadores consumen el 29% de la potencia total requerida por la planta. Además, el mayor vapor requerido es por el área de calentamiento del esterilizador, de no ser por esta etapa se requeriría una caldera con una capacidad del 6% de la utilizada.

Considerando que la línea de producción de enzimas incluye variados equipos y servicios, se analiza en el siguiente capítulo el escenario de compra de las enzimas eliminando su línea de producción.

Equipos de Ultrafiltración

Cabe mencionar que la variable de diseño obtenido en los equipos de ultrafiltración de recuperación de hexano y de concentración de florotaninos es de poca certeza, debido a que no hay disponibles los parámetros requeridos por el modelo de capa

gel utilizado en la concentración de enzimas. Si bien este modelo tiene como principal supuesto asumir un coeficiente de rechazo total y estar en la zona en que la presión transmembrana es menor a la presión máxima, permite una mayor certeza que el uso de datos de flux estándar, debido a que en la realidad, este aumenta hasta llegar a un valor constante [61]. En el caso de la recuperación de hexano, al disminuir el flux, el área aumenta un proporcionalmente, sin embargo, este dato proviene de una experiencia similar [62] y tiene mayor confianza que el utilizado en el caso del producto. El flux de florotaninos se estimó como el promedio del rango de flux normalmente utilizado en la ultrafiltración de compuestos de similar tamaño [61], sin embargo, al utilizar el mínimo, el área mayor aumenta 9 veces y al usar el máximo disminuye 2,5 veces. Considerando lo anterior, se selecciona como parámetro a sensibilizar en el capítulo siguiente el costo de ultrafiltración de florotaninos.

Liofilizador

En cuanto al liofilizador, este equipo alcanza los 17 metros de largo, siendo el más largo de la planta, además, consume un 14% del total de potencia de la planta.

A partir de lo mencionado anteriormente y asumiendo los supuestos involucrados, el análisis técnico del proceso indica que existe prefactibilidad técnica de esta planta.

3 CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE EVALUACIÓN ECONÓMICA Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En este capítulo, se detallan los distintos costos y parámetros requeridos para realizar el flujo de caja. Posteriormente, se realizan análisis de sensibilidad de distintas variables para comparar los flujos de caja. Se utilizan 3 indicadores para analizar la rentabilidad de los casos en estudio [81]: valor actual neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y periodo de recuperación de la inversión (PRI).

3.1 COSTOS DE INVERSIÓN (CAPEX)

Los costos de inversión (*Capital Expenditures*, CAPEX), son aquellos requeridos para instalar la planta. En esta sección se consideran los costos de los equipos F.O.B (Tabla 28) y los asociados directa o indirectamente a estos (Tabla 29).

Tabla 28: Costos de los equipos del proceso

Nombre	Código	Costo [USD]	Referencia
Secador de bandeja	SB-1	100.000	[76]
Molino de bolas	MB-1	1.000	[82]
Mezclador sedimentador	MS-1	17.324	[83]
Reactor enzimático	RE-1	48.801	[83]
Centrífuga clarificadora 1	CC-1	111.150	[67]
Tanque extracción	TE-1	57.188	[83]
Centrífuga clarificadora 2	CC-2	167.907	[67]
Tanque adsorción	TA-1	118.374	[83]
Sedimentador 1	SE-1	-	-
Tanque desorción	TD-1	47.729	[83]
Sedimentador 2	SE-2	-	-
Ultrafiltro 1	UF-1	259.889	[84]
Liofilizador	LF-1	1.411.506	[68]
Mezclador 1	ME-1	32.068	[83]
Mezclador 2	ME-2	14.105	[83]
Mezclador 3	ME-3	32.393	[83]
Intercambiador 1	ES-1	92.102	[85]
Intercambiador 2	ES-2	23.594	[85]
Fermentador	FR-1	546.664	[83]
Centrífuga de discos	CD-1	165.507	[67]
Ultrafiltro 2	UF-2	159.389	[84]
Mezclador 4	ME-4	15.690	[83]
Ultrafiltro 3	UF-3	225.416	[84]
Condensador	CO-1	17.641	[85]
Caldera	CL-1	50.840	[86]
Cinta transportadora	CT-1	36.689	[87]
Evaporador multiefecto	EM-1	1.000.000	[88]
Total		4.752.966	-

Se observa que el total de la inversión por compra de los equipos alcanza un valor

de: $\text{Costo Equipos} = 4.752.966 \text{ [USD]}$. Los valores se obtuvieron mediante la estimación de los 6 decimos, actualizando el valor con el CEPCI [75][74] o directamente desde cotizaciones ofertadas por proveedores (ver Anexo 6.7).

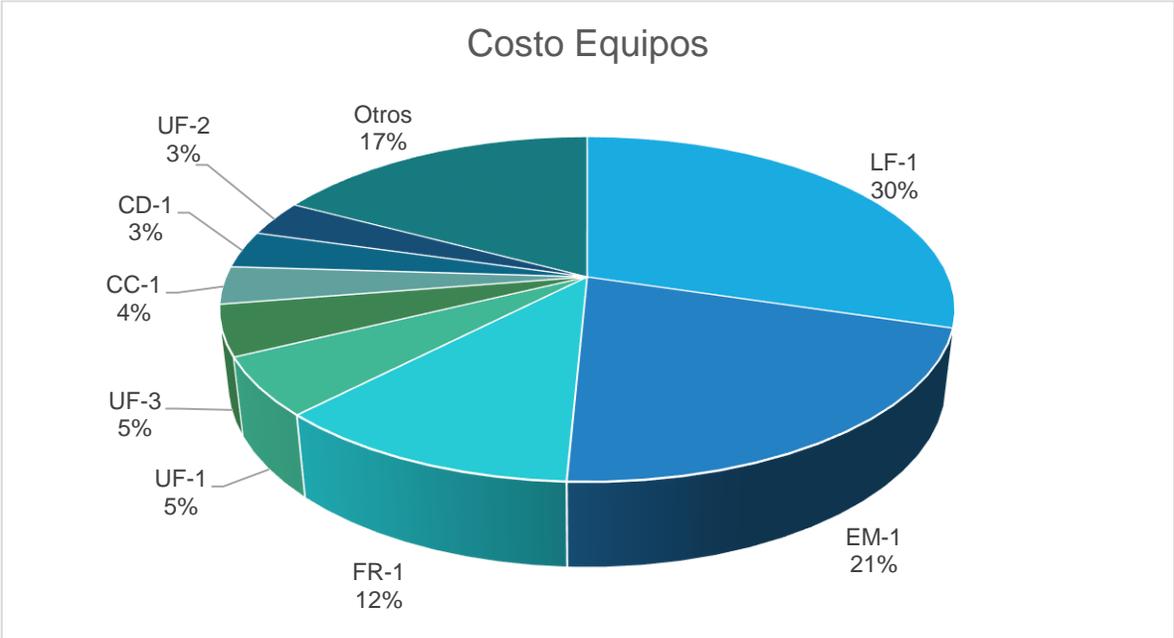


Figura 27: Porcentaje del costo de cada equipo.

Se observa la Figura 27, que los equipos con mayor costo son: el liofilizador (30%) de la línea principal, el evaporador multiefecto (21%) de la línea de concentración de carbohidratos, los fermentadores (12%) de la línea de producción de enzimas y los ultrafiltros de la línea principal (5%) y de la recuperación de hexano (5%).

En cuanto al total de los equipos por línea del proceso, se observa en la Figura 28, que la línea principal alcanza el 50% de la inversión, seguida de la línea de producción de enzimas con un 22%.

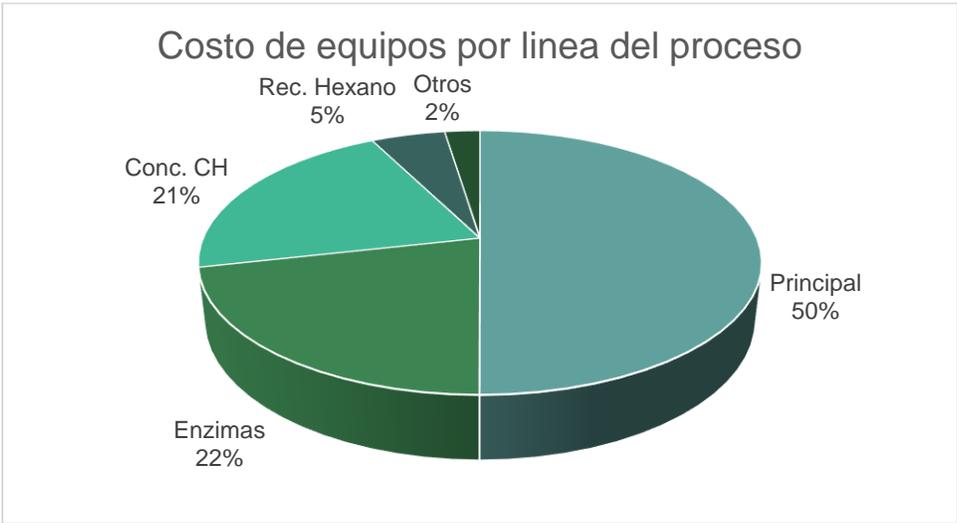


Figura 28: Costo de equipos por línea del proceso

Luego, los costos directos e indirectos, se estiman como un porcentaje del costo de los equipos, según lo mostrado en la Tabla 29 [89], lo que resulta en:

$$CAPEX = 11.975.944 \text{ [USD]}$$

Tabla 29: Resumen CAPEX

Ítem	Costo [USD]
Costos directos (5.556.360 USD)	
Instalaciones equipos (10%)	475.297
Instrumentación y control (5%)	237.648
Piping (20%)	950.593
Sistema eléctrico (6%)	285.178
Construcciones (10%)	475.297
Mejoras del terreno (4%)	190.119
Instalaciones de servicios (14%)	665.415
Terreno [90] (*)	2.276.814
Costos indirectos (1.663.538 USD)	
Ingeniería y supervisión (10%)	475.297
Gastos de construcción (10%)	475.297
Honorarios contratista (5%)	237.648
Contingencias (10%)	475.297
Otros costos de inversión	
Marketing Digital [91]	3.080

(*) Cabe mencionar, que para estimar el costo del terreno se realizó un layout de la planta, cuyas consideraciones están en el Anexo 6.6, además, la ubicación de la planta es en el barrio de industrial de Puerto Montt, debido a su cercanía a los lugares aptos para el cultivo del alga (ver caso base). El layout se observa en la Figura 29, y utiliza 1,38 hectáreas de terreno industrial, las cotas en el layout indican distancia en metros.

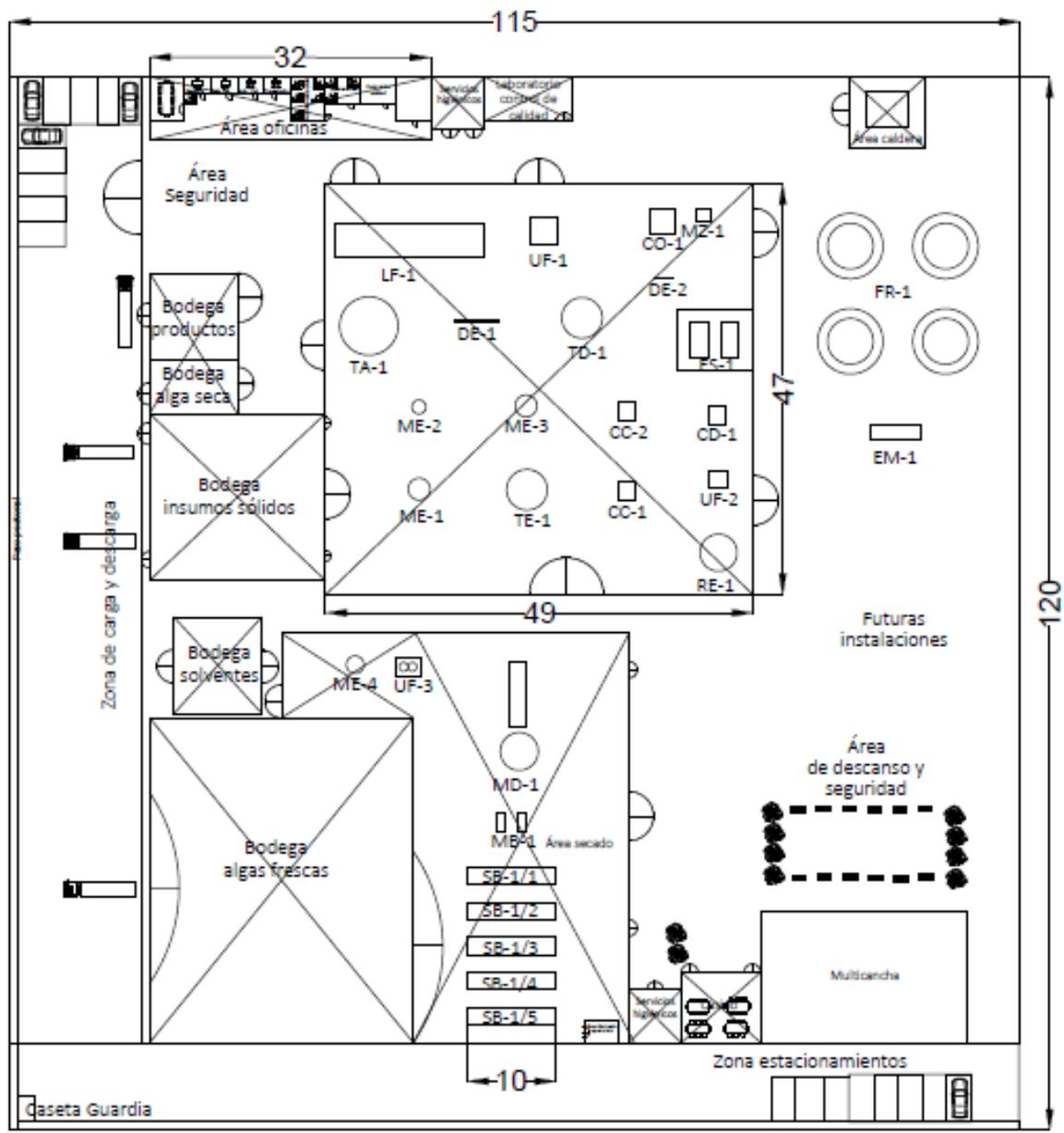


Figura 29: Layout de la planta, cotas en metros.

3.2 COSTOS OPERACIONALES (OPEX)

Los costos operacionales (*Operational Expenditures*, OPEX), son los costos asociados a la puesta en marcha y operación de la planta, tanto administrativo como de la parte de procesos propiamente tal.

Para calcular los costos asociados a sueldos de los trabajadores se considera el organigrama de la Figura 30. En este se observa que se cuenta con una gerencia general que tiene a su carga las 4 áreas: operaciones, calidad y medio ambiente, administración y prevención de riesgos. Más detalles de las funciones de cada cargo se presentan en el Anexo 6.8.

3.2.1 Costos directos de producción

Los costos de producción corresponden a las materias primas, insumos, servicios, sueldos de operarios, supervisores y cargos de laboratorio. Así como también, la mantención de la planta, los gastos de distribución, patentes y royalties.

Materia prima

Dado que el caso base define un flujo de entrada de alga para satisfacer un porcentaje del mercado del producto, es necesario analizar la forma de obtener esta biomasa. Para esto, se analizan principalmente dos formas de obtención: la compra de alga fresca proveniente de la cosecha nacional (226 USD por tonelada de huiro fresco [46]) y el cultivo de estas (costos de instalación iguales a 109,4 mil USD por año por cada 10 hectáreas, con un rendimiento de 200 ton por hectárea [47][48][49], equivalentes a 55 USD por tonelada de alga fresca).

Luego, la evaluación se realiza considerando la compra del 44,5% del alga requerida (como se discute en el punto 2.3 sobre el caso base) y el resto se obtiene mediante el cultivo.

En la Tabla 30 se muestra el costo unitario y anual de las materias primas, insumos y servicios requeridos por la planta (para electricidad ver Anexo 6.6). El costo anual se calcula en base a las horas anuales de funcionamiento de la planta (8.400). En esta tabla se considera la compra del 44,5% del alga fresca requerida, y el cultivo equivalente al 55,5%, mientras que el alga seca corresponde a uno de los insumos requeridos para la fermentación de la línea de producción de enzimas.

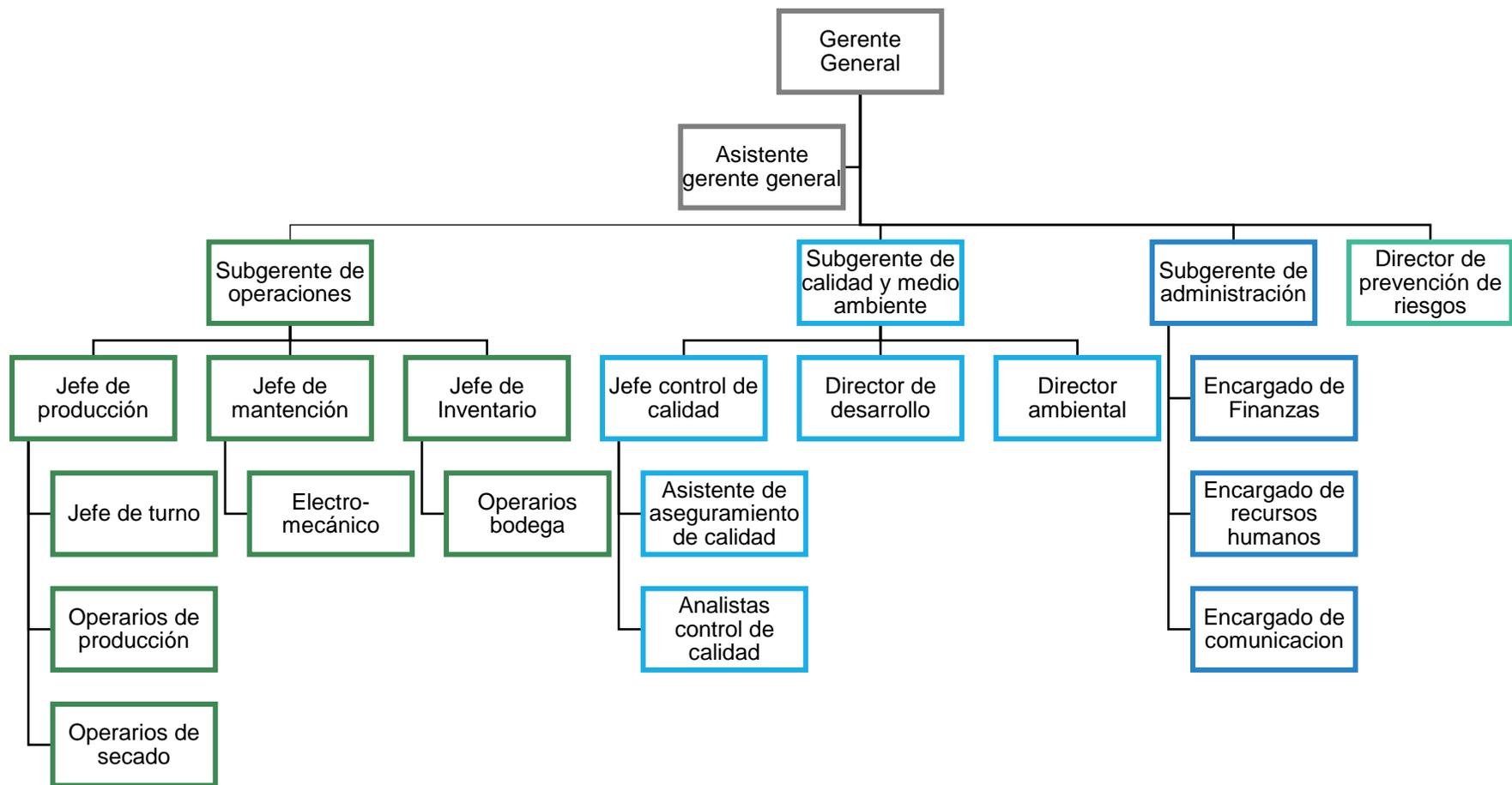


Figura 30: Organigrama de los trabajadores de la planta

Tabla 30: Costos de materias primas, insumos y servicios. Se presenta, además, el porcentaje en relación a los costos directos de producción.

ítem	Cantidad anual	Costo [USD/unidad]	Fuente	Costo [10 ³ USD/año]	%
Compra alga fresca	30.497 [ton]	226	[46]	6.880	29%
Cultivo alga	190 [ha]	10.940	[47]	2.080	9%
Alga seca	3.023 [ton]	1.600	[12]	4.836	20%
Hexano	615 [ton]	1.000	[92]	615	3%
NaOH	3.963 [ton]	210	[93]	832	3%
Resina	3.111 [m ³]	500	[94]	1.555	6%
Etanol	154 [ton]	600	[95]	92	0%
Sales*	5.950 [ton]	158*	[96]	402	2%
Biomasa	3.987 [ton]	30	[97]	119	0%
Agua proceso	409.245 [m ³]	1	[98]	328	1%
Agua consumo	3.864 [m ³]	1	[98]	3	0%
Potencia	15.591 [MW]	90	[99]	1.403	6%
Iluminación	233 [MW]	90	[99]	21	0%

*Se presentan las sales como un promedio del todas, ver Anexo 6.9

Cabe mencionar que las materias primas corresponden al alga fresca (cultivada y comprada), los servicios corresponden al agua del proceso y de consumo, la potencia eléctrica y la iluminación, mientras que el resto de los ítems de la Tabla 30 corresponden a insumos.

Se observa que la resina es uno de los insumos que implica el mayor costo anual, junto con la potencia eléctrica. Por lo que aumentar el consumo de resina a fin de aumentar la purificación podría no ser rentable, sin embargo, se podría estudiar su reutilización, que disminuiría los gastos de tratamiento de residuos y de insumos. Cabe mencionar que la reutilización de la resina sería factible cuando se tenga una buena capacidad de desorción, la cual depende directamente de la purificación, que se analiza en el punto 3.5.3

Luego, considerando los sueldos de mano de obra de operación, supervisión y laboratorio expuestos en el Anexo 6.9, un gasto de mantención igual al 7% de los costos de inversión [89], el costo de tratamiento de efluentes y alcantarillado se calcula en base a las tarifas de la empresa de agua de Puerto Montt (ver Anexo 6.9) [98], un costo de distribución y ventas se estima partir del combustible requerido para viajes hasta Santiago, asumiendo que lo hará una empresa externa [100] y el pago de patentes y royalties igual al 4% de las ventas [75] [73], se tienen los valores expuestos en la Tabla 31:

Tabla 31: Gastos directos de producción, OPEX. Los porcentajes en relación al gasto directo de producción están aproximados.

Gastos directos de producción	Valor anual [USD]	% Gasto producción
Materias primas	8.961.027	37%
Insumos	8.453.902	35%
Tratamiento de efluentes	650.761	3%
Servicios	1.756.295	7%
Mano de obra de operación	1.561.192	6%
Supervisión directa	235.066	1%
Cargos de Laboratorio	195.149	1%
Mantenimiento	838.208	3%
Distribución y venta	142.935	1%
Patentes y royalties	1.302.042	5%
Total	24.088.777	-

Luego, se observa en la Figura 31 que el mayor porcentaje es el de materias primas (alga fresca), seguido por los insumos del proceso y los servicios (electricidad y agua).



Figura 31: Relevancia de cada ítem de los gastos de producción

Cabe mencionar, que se considera también, como gasto de producción inicial, la cantidad requerida diaria de solventes (etanol y hexano), con el fin de tener stock disponible para la circulación (175.797 USD para el hexano y 63.010 USD para el etanol).

3.2.2 Costos de administración y ventas

En este ítem se consideran los gastos que se muestran en la Tabla 32.

Tabla 32: Gastos de administración, OPEX

Gastos de administración	Valor anual [USD]
Mano de obra	644.172
Comunicaciones y publicidad	160.000
Patentes municipales	59.872
Seguros	119.744
Total	1.003.788

Donde la mano de obra corresponde al costo anual de los sueldos administrativos detallados en el Anexo 6.8, por su parte, el costo de comunicaciones y publicidad se estima como campañas publicitarias y eventos con clientes [91][101]. Por otro lado, las patentes municipales y los seguros se estiman como el 0,5% y 1% de la inversión respectivamente [75] [73],

A partir de lo anteriormente expuesto, se puede tabular el OPEX como muestra la Tabla 33:

Tabla 33: OPEX

Total OPEX	25.092.588	100%
Gasto de producción	24.088.777	96%
Gasto administración	1.003.811	4%

Donde se observa que los gastos de producción son la gran mayoría del OPEX.

3.3 INGRESOS

Los ingresos corresponden a la venta del producto principal y el subproducto, es decir los florotaninos y los carbohidratos. Considerando que el florotanino es un antioxidante natural, se utiliza como precio de referencia para la estimación, el precio de la principal competencia, la vitamina C [102]. En cuanto al subproducto, se utiliza como referencia para la estimación, el precio del azúcar debido a que el flujo de carbohidratos contiene azúcares simples a una concentración aproximada del 10% másico, que se comercia con distintos fines (ver Anexo 6.10). Luego, se asume que se vende toda la producción con lo que resultan los ingresos expuestos en la Tabla 34:

Tabla 34: Ingresos por venta

Producto	Precio venta	Ingreso anual [MUSD]
Florotaninos	125.048 [USD/ton]	31.001.931
Carbohidratos	431 [USD/ton]	1.549.113

3.4 FLUJO DE CAJA

El flujo de caja se realiza considerando los costos e ingresos explicados en las secciones anteriores y considera un horizonte de evaluación de 10 años, una tasa

de retorno $r = 12\%$ (valores estándar [75]), impuestos de primera categoría $i = 25\%$, depreciación normal con vida útil según lo estipulado por el SII (ver Anexo 6.11), y un capital de trabajo igual al costo de funcionamiento de 6 meses. En la Figura 32 y en la Tabla 35 se observan los resultados.

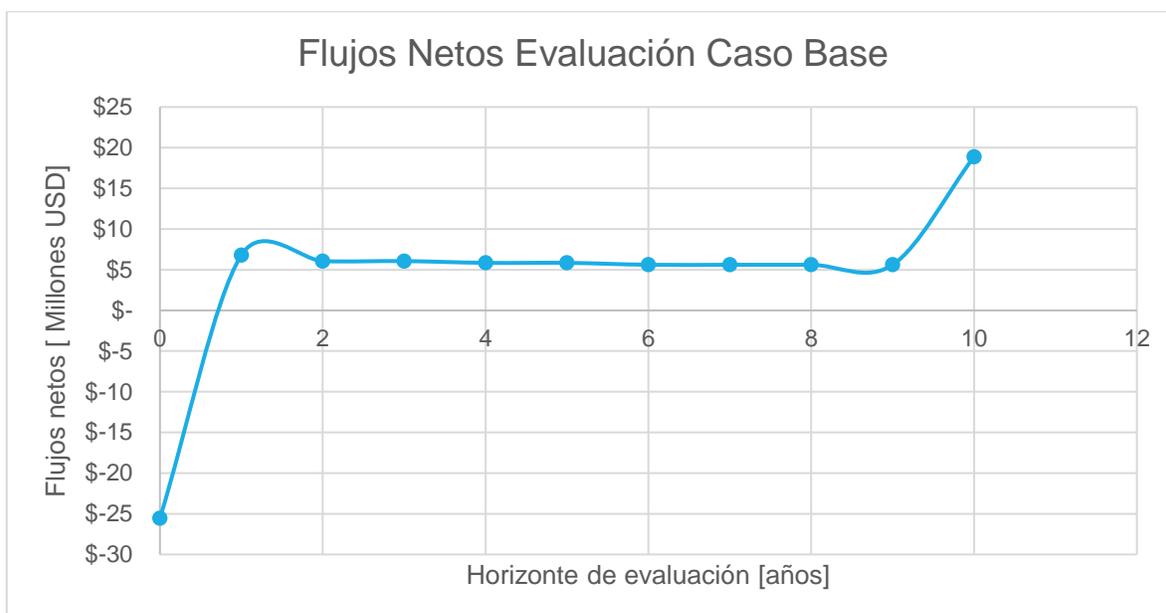


Figura 32: Flujos netos de caja en la evaluación basal

Tabla 35: Escenario Basal de la Evaluación Económica

Indicador	Valor
VAN	12.415.904 USD
TIR	22%
PRI	4,1 años

Se puede analizar que, dado que el VAN es mayor que cero, la TIR es mayor que la tasa de descuento, y el PRI es menor que el horizonte de evaluación, el proyecto es rentable bajo las condiciones y supuestos en estudio y la evaluación económica es positiva.

A continuación, se muestran los resultados para casos particulares interesantes de analizar:

3.4.1 Caso: sin recuperación de solventes

La importancia de incluir la recuperación de solventes en el proceso, además de disminuir la cantidad de efluentes, es disminuir los costos de operación asociados a la adquisición de estos insumos.

En la Tabla 36 se muestra de manera porcentual como afectaría el no incluir la recuperación de hexano y etanol. Para obtener el flujo de caja, se calcularon los costos de inversión sin considerar los equipos involucrados en cada recuperación, y se recalculó la depreciación. Por su parte, los costos operacionales se calcularon asumiendo el costo anual del solvente, sin recuperación. Además, se deben sumar los costos por efluentes.

Tabla 36: Efectos de no recuperación de solventes

Caso sin recuperación de	Aumento OPEX	VAN [MUSD]
Hexano	224%	-313,85
Etanol	88%	-110,25

En cuanto a los demás indicadores, estos casos no tienen TIR debido a que los flujos netos son negativos. Por lo que tampoco hay un periodo de recuperación de la inversión dentro de los 10 años de horizonte de evaluación.

Considerando lo anterior, es necesario recuperar los solventes para mantener la factibilidad económica del proyecto.

3.4.2 Caso: compra de enzimas comerciales

Como se observa en el flujo de caja, la elaboración de enzimas involucra equipos e insumos específicos, por lo que se evalúa el flujo de caja considerando la compra de enzimas al precio de un estudio de escalamiento de la producción de enzimas (específicamente alginato liasa) recombinantes. En este estudio se produce una solución enzimática con actividad $5,8 [U \cdot mL^{-1}]$ a un precio de $0,037 [USD \cdot U^{-1}]$ [80].

Luego, dadas las condiciones del proceso en estudio, cada hora se necesitan $927 [g]$ de enzima con actividad de $60,34 [Um g^{-1}]$, lo que da un total de actividad igual a $5,6 \cdot 10^7 [U \cdot h^{-1}]$, lo que incluye las 3 enzimas consideradas en este estudio. Cabe mencionar que en este análisis se considera solamente la actividad alginato liasa que es la que se produce en el estudio, dejando de lado la actividad laminarasa y fucoidanasa.

Entonces, eliminando del CAPEX la inversión correspondiente a la línea de producción de enzimas, y del OPEX la potencia e insumos correspondientes, se obtienen los resultados de la Tabla 37. El OPEX s/enzimas corresponde a los costos operacionales sin sumar la compra de enzimas, mientras que el OPEX c/enzimas incluye el costo de comprar las enzimas.

Tabla 37: Evaluación caso sin línea de producción de enzimas, se compran las enzimas según los valores del estudio mencionado.

Parámetro	Valor [MUSD]
CAPEX	10,07
OPEX s/enzimas	15,14
OPEX c/enzimas	17.358,22
VAN	-103.790,78

A partir de estos resultados, se obtiene que el CAPEX disminuye en un 16%, mientras que el OPEX incluyendo la compra de enzimas, aumenta en 3 órdenes de magnitud con respecto a la evaluación base. En cuanto a los indicadores de rentabilidad, el VAN es negativo y no se puede obtener la TIR y tampoco hay PRI en el horizonte de evaluación. Por lo tanto, el caso no es factible económicamente.

Al comparar la actividad enzimática utilizada en este trabajo con la del estudio experimental de Zapata [80], se observa que la actividad enzimática total del caldo utilizado en el dimensionamiento de la línea de producción de enzimas ($2,35 [U \cdot ml^{-1}]$), es menor que el alcanzado en el estudio mencionado en esta sección, por lo que se podría evaluar la producción de enzimas con este otro proceso (en vez de la compra). Sin embargo, este requiere otro tipo de insumos y además, no considera las otras 2 actividades enzimáticas que son incluidas en la etapa de hidrólisis de carbohidratos.

3.4.3 Caso: inversión para producción de bioetanol

Como se ha mencionado, el sub-producto del proceso es la solución rica en carbohidratos. Debido a que se utiliza etanol en el proceso, y es uno de los insumos con mayor costo, se decide analizar el caso en que se produzca bioetanol a partir de la solución de carbohidratos.

El proceso estándar de producción de bioetanol desde algas pardas consiste en las etapas mostradas en el siguiente diagrama de bloques [13][14]:



Figura 33: Proceso de producción de bioetanol desde algas pardas

El proceso comienza con el pre-tratamiento de la biomasa que incluye molienda y extracción de los carbohidratos. Esto se puede llevar a cabo mediante compuestos ácidos o aumentando la temperatura. Luego, la sacarificación corresponde a la etapa de hidrólisis de carbohidratos, la cual puede ser química o enzimática y busca obtener carbohidratos simples. Posteriormente, los carbohidratos simples son fermentados mediante cepas de microorganismos adecuadas para los tipos de azúcares, por lo general se utilizan cepas modificadas genéticamente que tengan la capacidad de fermentar todos los tipos de azúcares comúnmente presente: dímeros de alginato, manitol y glucosa. Finalmente, el bioetanol producido en la fermentación se purifica y recupera mediante destilación [13][14].

Considerando que la salida de carbohidratos (FC_1) contiene carbohidratos simples, el proceso a incorporar debe considerar desde la etapa de fermentación en adelante. La estimación de la inversión requerida se hace a partir de los datos de una simulación de este proceso, para una entrada de alga de orden de magnitud similar a este trabajo (80.000 ton/año) [13]. En la Tabla 38, se muestran algunos valores relevantes.

Tabla 38: Evaluación en el caso de inversión para producir bioetanol

Ítem	Valor
Inversión fermentación [13]	2.800.000 [USD]
Inversión recuperación etanol [13]	6.500.000 [USD]
CAPEX	30.947.944 [USD]
OPEX	33.132.594 [USD]
VAN	-47.156.180 [USD]
TIR	-12%
PRI	-

Cabe mencionar, que, para los ingresos del flujo de caja, se considera la venta de la producción de florotaninos y el bioetanol producido que no es requerido en el proceso principal. El precio de venta del bioetanol se estima en 600 USD por tonelada, que es el valor del bioetanol comercializado y que entregan otros estudios similares [103] [104].

Se observa que el VAN es negativo y no se recupera la inversión, por lo que el caso no sería factible económicamente.

3.4.4 Caso: contenido lipídico despreciable

Este caso se toma asumiendo que la materia prima contiene un porcentaje másico de lípidos despreciable, y por lo tanto se eliminan los costos de inversión y operación asociados a la operación de extracción de lípidos y recuperación del solvente, y se calcula la nueva depreciación de activos.

Tabla 39: Evaluación en el caso sin lípidos

Parámetro	Valor	% Cambio – TIR/PRI basal
CAPEX	11.448.747 USD	-4%
OPEX	24.385.360 USD	-3%
VAN	16.273.823 USD	+31%
TIR	26%	22%
PRI	3,6 años	4,1 años

Como se observa en la Tabla 39, el VAN es positivo y mayor que el caso basal, además, se logra una TIR mayor a la tasa de descuento y un PRI dentro del horizonte de estudio y menor al caso basal, por lo tanto, es un caso factible económicamente, pero no se hace cargo de la contaminación lipídica que habría durante el proceso. Además, esta podría disminuir las eficiencias de las operaciones y contaminar el producto final, por esta razón se recomienda realizar ensayos experimentales y evaluar dichos cambios.

3.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Como se menciona anteriormente, se seleccionaron parámetros relevantes en el análisis para sensibilizar su efecto en los costos e indicadores del proyecto. A continuación, se exponen las consideraciones y resultados de estos escenarios.

3.5.1 Obtención de la materia prima

Considerando lo expuesto sobre la obtención de la materia prima en la sección 3.2.1, se decide analizar la factibilidad según tres escenarios a partir del flujo de caja original (punto 3.4):

1. Cultivo del total del caso base
2. Cultivo del 75% del caso base
3. Sin cultivo, asumiendo que existe oferta suficiente para comprar

En la Tabla 40, se observan los indicadores correspondientes a los flujos de caja de cada escenario. Además, se incluye en el gráfico el caso base en estudio (Figura 34).

Tabla 40: Análisis de sensibilidad de obtención materia prima

Escenario	% Cultivo	VAN [MUSD]	TIR [%]	PRI [años]
1	100	36,27	43	2,20
2	75	22,86	31	3,04
3	0	-17,60	-1	-

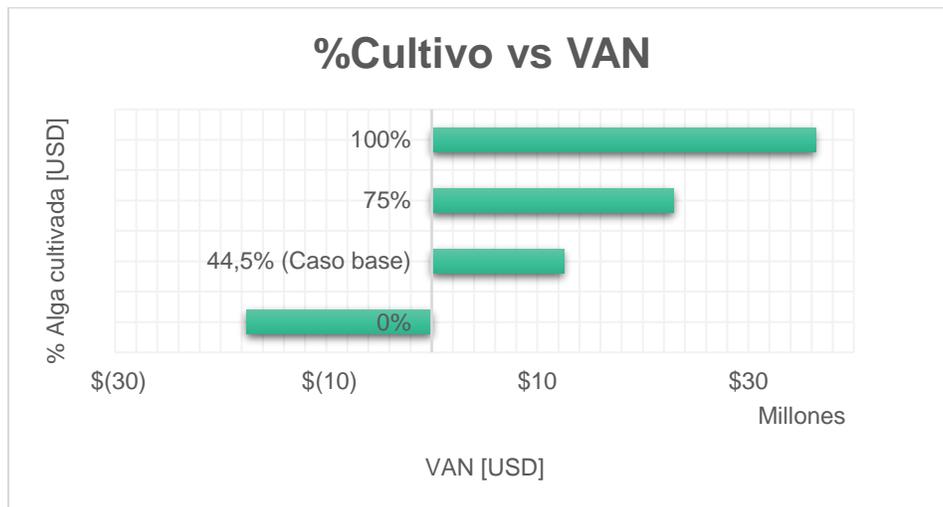


Figura 34: Análisis de sensibilidad para el porcentaje de cultivo de alga

Se observa que mientras mayor sea el porcentaje de cultivo del alga, el VAN aumenta. Esto se debe principalmente a que el costo de inversión estimado para producir el alga mediante cultivos, es considerablemente menor que el costo de adquirirla a partir de los desembarcos.

Además, se determinó que se debe obtener al menos un 32% del alga cultivada para que el VAN sea igual cero.

Por otra parte, el caso de comprar toda el alga se hace inviable, sin embargo, dada la cantidad desembarcada hasta el 2013, no habría suficiente *M. pyrifera* para realizar dicho caso.

3.5.2 Costo de equipo de ultrafiltración

Como se menciona en el dimensionamiento de los equipos, el área de ultrafiltración obtenida se basa en supuestos, por lo que a continuación, se varía el costo del equipo de ultrafiltración 1 (UF-1), correspondiente a la línea principal. Los escenarios se analizan en relación al costo utilizado en el caso base.

Tabla 41: Indicadores análisis de sensibilidad costo UF-1

Escenario	Costo equipo [USD]	VAN [MUSD]	TIR [%]	PRI [años]
Caso base	259.889	12,42	22	4,1
0,5 Caso base	129.945	12,74 (+2,6%)	22	4,07
1,5 Caso base	389.834	9,56 (-22,8%)	19	4,6

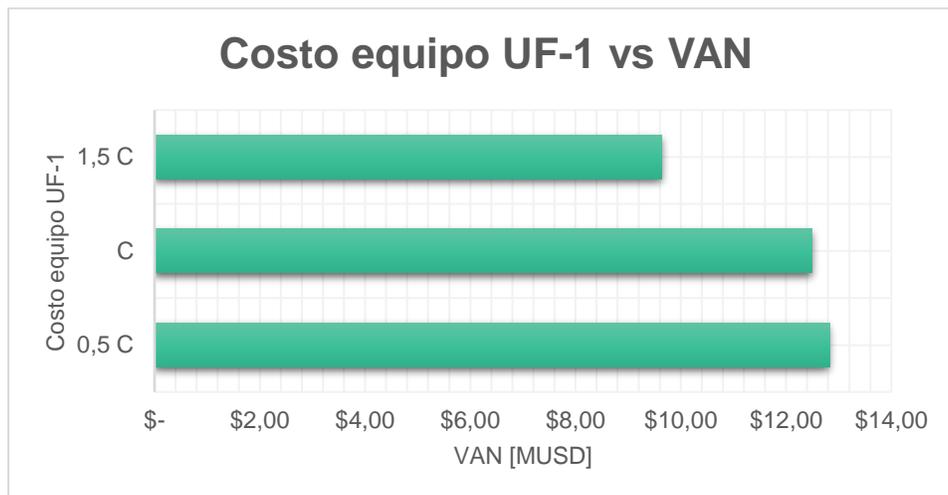


Figura 35: Análisis de sensibilidad costo del equipo de ultrafiltración 1 (UF-1)

Se observa que, aunque se aumente el costo en un 50%, el proyecto sigue siendo factible económicamente, ya que la TIR sigue siendo mayor que la tasa de descuento y se recupera la inversión a los 4,6 años, sin embargo, el VAN disminuye en un 23%.

3.5.3 Rendimientos etapa purificación

Como se menciona en el balance de masa de las etapas de purificación, el rendimiento utilizado considera una mayor capacidad de desorción de la resina y una mayor adsorción de la resina. Por lo tanto, a continuación, se estudian los escenarios con menores niveles de purificación ($P = q_d/q_e$, que se define como la relación entre la desorción y la adsorción del soluto en el material absorbente).

Cabe mencionar, que se considera la misma cantidad de alga del caso base (y la misma proporción de compra y cultivo del caso original) y por lo tanto, la producción de florotaninos disminuye.

Tabla 42: Análisis de sensibilidad purificación

Escenario	$P = q_e/q_d$	VAN [MUSD]	TIR [%]	PRI [años]
40% P	0,42	-75,3	-	-
80% P	0,76	-12,4	1%	-
P	0,94	12,4	22%	4,1

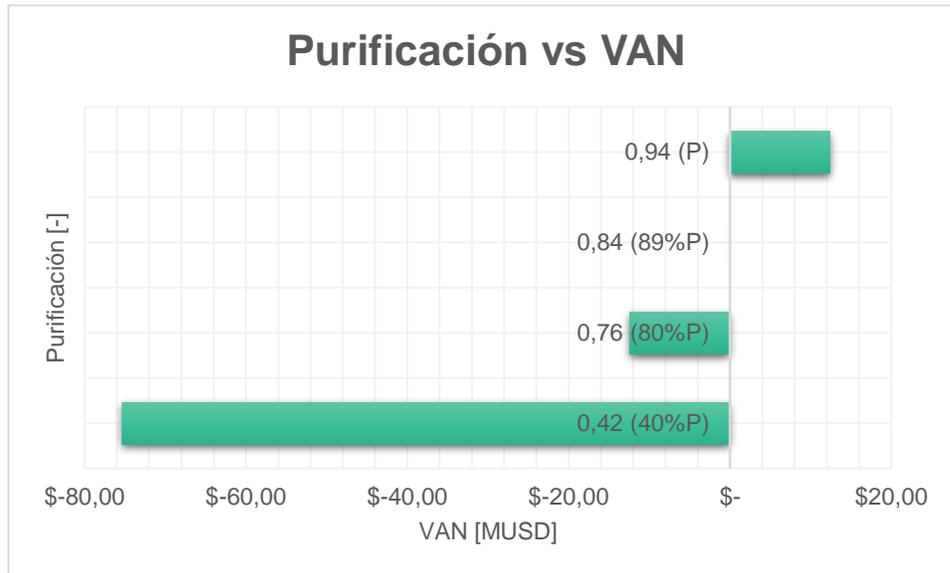


Figura 36: Análisis de sensibilidad purificación

Se observa que el único escenario factible es el del caso base (0,94), ya que, al disminuir la purificación, el proyecto se hace inviable. Además, se determina que la mínima purificación debe ser 0,84 para que bajo las condiciones analizadas el VAN sea cero. Esto se debe principalmente a que los ingresos por la venta de florotaninos no son suficientes para contrarrestar los elevados gastos operacionales de la planta. Este análisis permite establecer que para que la implementación de una planta de este tipo requiere una etapa de purificación con mayor eficiencia que las utilizadas actualmente y por lo tanto, es una etapa relevante para estudiar e investigar.

Es importante mencionar que, con una purificación de 0,42, la desorción de la resina es ineficiente, lo que implica que se pierde gran cantidad de producto adsorbido, razón por la cual sería complejo recuperar resina. En cambio, para purificaciones mayores, sería conveniente estudiar la reutilización.

3.5.4 Precio de venta de los florotaninos

Uno de los puntos más relevantes en el flujo de caja es el ingreso, donde el que tiene una mayor incidencia es el ingreso por venta del producto principal. A continuación, se muestran los resultados del análisis de sensibilidad.

Tabla 43: Análisis de sensibilidad del precio de venta florotánicos

Escenario	Precio [$USD \cdot ton^{-1}$]	VAN [MUSD]	TIR [%]	PRI [años]
0,5 C.B	62.524	-65,77	-	-
Caso base (C.B)	125.048	12,66	12	4,1
1,5 C.B	187.572	78,34	71	1,4

Se observa que en el caso de reducir el precio del caso base a la mitad, el proyecto deja de ser rentable. Se determinó que el precio al que el VAN se hace cero es igual a 112.613 [$USD \cdot ton^{-1}$]. Lo anterior, se puede observar en la Figura 37.

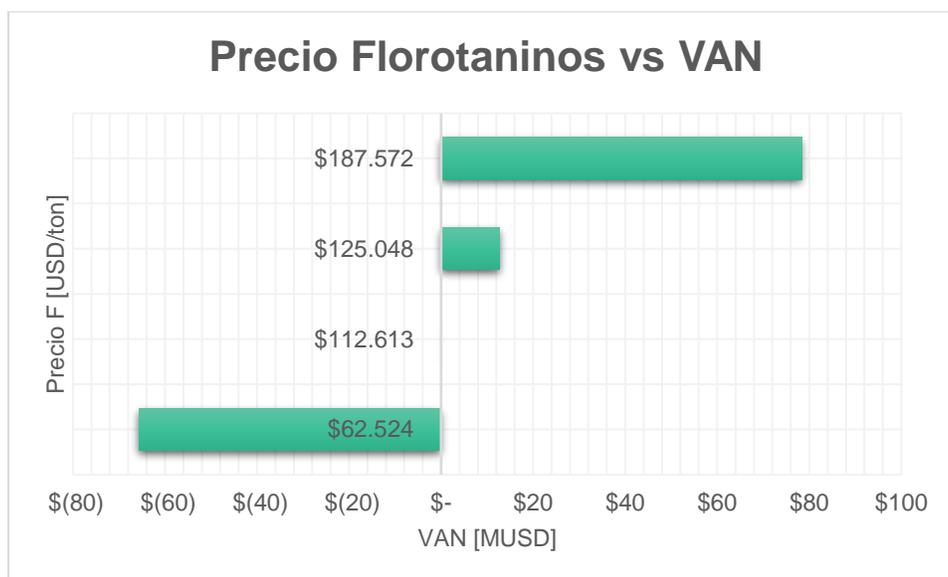


Figura 37: Análisis de sensibilidad precio florotánicos

3.5.5 Precio de venta carbohidratos

Finalmente, se analiza la incidencia del precio de venta del subproducto. Para esto se aumenta y disminuye en un 50% el precio del caso base, además, se estudia el caso en que no se logren ingresos por la venta de carbohidratos.

Tabla 44: Análisis de sensibilidad del precio de venta carbohidratos

Escenario	Precio [$USD \cdot ton^{-1}$]	VAN [MUSD]	TIR [%]	PRI [años]
0	0	6,09	17	5,1
0,5 CB	216	9,37	20	4,5
1,5 CB	647	15,94	25	3,7

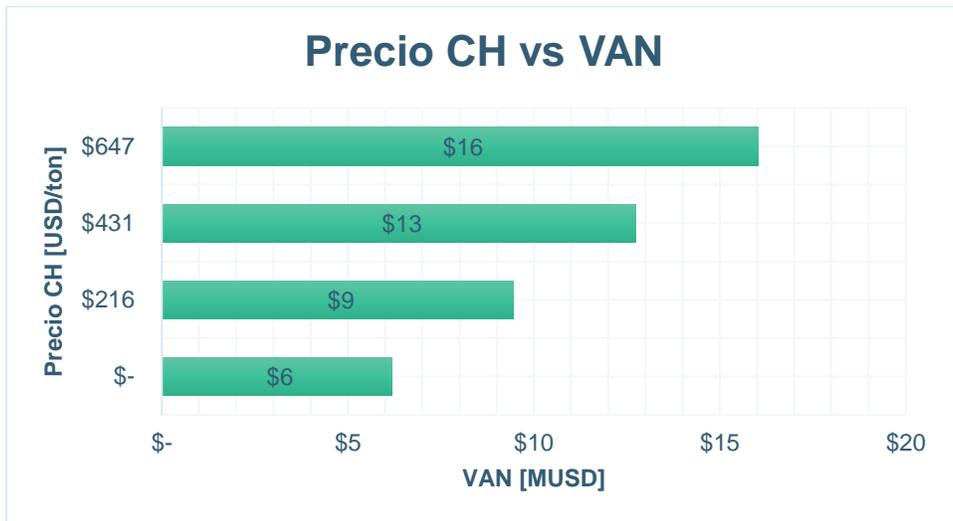


Figura 38: Análisis de sensibilidad precio carbohidratos

Se observa que, aunque se disminuya a la mitad el precio el proyecto sigue siendo rentable, de hecho, de no considerar la venta de este subproducto, el VAN sigue siendo positivo, la TIR mayor que la tasa de descuento y el PRI menor a 10 años, por lo tanto, el precio de subproducto no tiene grandes incidencias en la factibilidad del proyecto.

Con la finalidad de analizar a que variables es más sensible la evaluación económica, se presenta la Figura 39. En el gráfico se presenta el porcentaje de variación de cada ítem versus la variación del VAN.

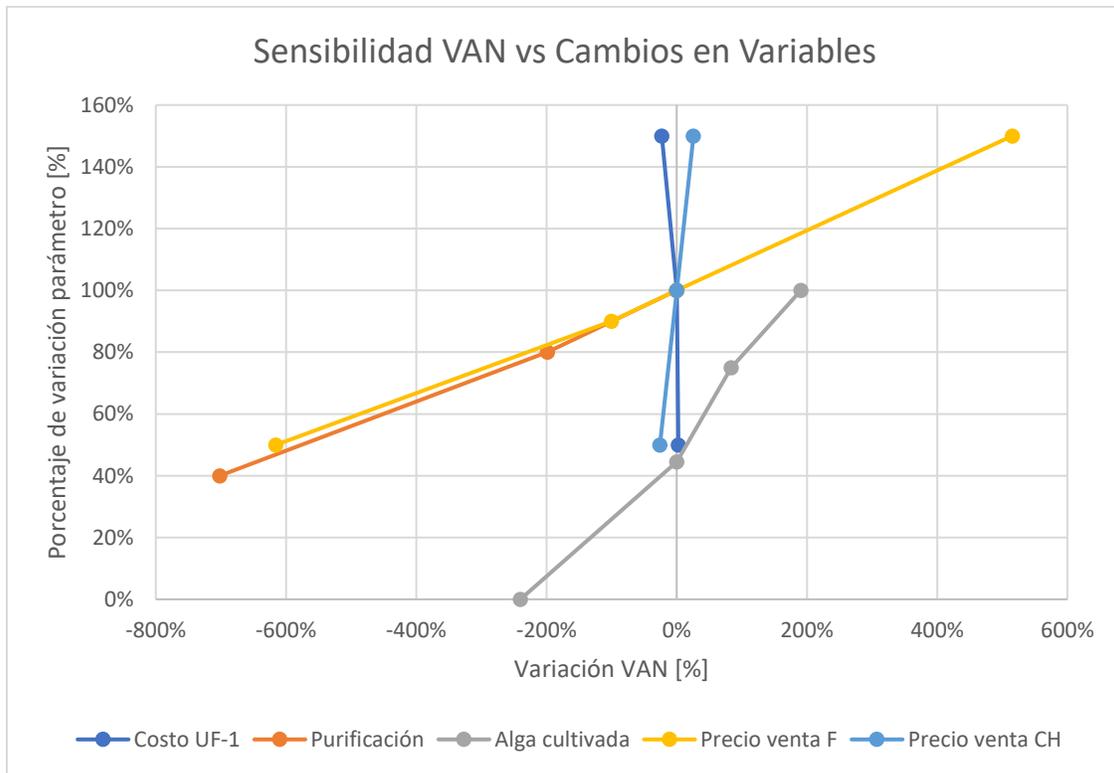


Figura 39: Resumen análisis de sensibilidad con respecto al VAN

A partir del gráfico se puede establecer que el VAN es más sensible a la purificación y el precio de venta de florotaninos y por lo tanto su variación afecta considerablemente a la factibilidad del proyecto. Dado lo anterior, es relevante realizar investigación para lograr rendimientos de purificación en la adsorción y desorción de la resina macroporosa. En cuanto al precio de venta, es importante que sea competitivo respecto a los antioxidantes naturales presentes hoy en el mercado, por lo que un menor precio de este producto implicará mayor llegada a los consumidores.

En cambio, el costo de los equipos de ultrafiltración y el precio de venta de los carbohidratos tienen incidencias menores sobre el VAN. Finalmente, el porcentaje de cultivo del alga tiene fuertes incidencias sobre el VAN y por lo tanto es relevante para lograr que el proceso sea factible. Sin embargo, esta última variable depende de los requerimientos y de la factibilidad del cultivo del orden de 100 hectáreas.

4 CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

Se logró diseñar y evaluar la prefactibilidad técnica y económica de una planta para la extracción de florotaninos desde algas pardas. Se diseñó una planta que utiliza 68 mil toneladas anuales de *M. pyrifera* fresca para producir 248 toneladas anuales de florotaninos y opera de forma continua 350 días al año, las 24 horas. El proceso cuenta con la línea principal de extracción de florotaninos y líneas secundarias para la producción de enzimas, mezclado de soluciones, recuperación de solventes (hexano y etanol) y de subproducto (solución de carbohidratos).

Caso Base

En cuanto al caso base, se concluye que debe incluir el cultivo de por lo menos 190 hectáreas para producir el 55,5% del alga requerida, mientras que el 44,5% restante se podría comprar a partir del desembarque nacional o cultivar, siendo esta última opción mejor en términos económicos. Sin embargo, es necesario estudiar el efecto de cultivos de esta magnitud en el ecosistema en orden de determinar la sustentabilidad de esta producción. Por lo tanto, no se recomienda aumentar la cantidad de alga a tratar.

Evaluación Técnica

Con respecto a la evaluación técnica, se cumplieron los objetivos planteados: se seleccionaron las etapas y equipos para el proceso en estudio y se dimensionaron los equipos. Esto permitió determinar que el proyecto es técnicamente factible, debido a que existe el equipamiento necesario para llevar a cabo las operaciones y las dimensiones se encuentran dentro del margen de los parámetros industriales.

Los servicios requeridos por la planta son potencia eléctrica (1.856 [kW]), agua para enfriamiento (189 $kg s^{-1}$) y vapor para calentamiento (3,9 $kg s^{-1}$). Se realizaron integraciones energéticas para reutilizar los servicios de agua y vapor, con lo que se logra un ahorro del 19% de agua y 5% de vapor.

Se determinó que los equipos más relevantes en cuanto a tamaño y consumo energético son el secador de bandejas, el tanque de adsorción y el liofilizador de la línea principal y los fermentadores de la línea de producción de enzimas.

En cuanto a los supuestos fuertes utilizados en los balances de masa, se tiene el de la etapa de adsorción y desorción, donde se asume una eficiencia de adsorción de la resina un 10% mayor a la reportada y una purificación (relación desorción/adsorción) del 0,94, valor 1,25 veces mayor al reportado en literatura, esto hace que el producto presente en el flujo final este sobredimensionado respecto a la realidad.

Por otra parte, en el dimensionamiento de los equipos de ultrafiltración para concentración de las enzimas y para recuperación de hexano, se utilizaron parámetros de experiencias similares. En cuanto al equipo para concentrar los florotaninos, se estimó un flux promedio a partir del cual se obtiene el área de transferencia requerida.

Finalmente, en cuanto a la producción de enzimas se utilizaron los parámetros de crecimiento y producción de enzimas extracelulares de otra especie de hongo, por lo que los resultados del dimensionamiento de los fermentadores se pueden ver alterados si es que la cinética real de *Alternaria* difiere en ordenes de magnitud de la utilizada, sin embargo, la investigación bibliográfica sustenta el orden de magnitud de los parámetros utilizados.

Evaluación Económica

En cuanto a la evaluación económica y análisis de sensibilidad, se cumplen los objetivos y se utilizan 3 indicadores de rentabilidad: VAN, TIR y PRI. Se determinó que el proyecto tiene factibilidad económica (VAN = 12,4 MUSD, TIR = 22% y PRI = 4,1 años) para el caso basal de estudio. Este queda determinado principalmente por tres parámetros: el precio de venta de florotaninos (125 mil USD por tonelada), una purificación de 0,94 y el cultivo del 44% del alga.

Con respecto a los diferentes casos en estudio, se concluye que: en orden de mantener la factibilidad del proyecto es necesario la recuperación de solventes (hexano y etanol) y mantener la línea de producción de enzimas dentro del análisis.

Por otra parte, se concluye que, en el caso de inversión para incluir una línea de producción de bioetanol a partir del flujo rico en carbohidratos, a un precio de venta de 600 USD la tonelada, el proyecto no es factible.

En cuanto al caso en que se omite el contenido lipídico de la materia prima, los 3 indicadores utilizados indican factibilidad económica y el VAN aumenta en un 22% respecto al caso basal. Sin embargo, este caso no se hace cargo de la contaminación lipídica que puede haber en el producto final o de las pérdidas de eficiencia que podría haber durante el proceso debido a las grasas, por ejemplo, en la etapa de ultrafiltración.

A partir del análisis de sensibilidad, se determina que las variables que más incidencia tienen en el VAN son la purificación y el precio de venta de los florotaninos. Por su parte, el porcentaje de cultivo de alga tiene una incidencia media, en cambio, el precio de venta de la solución de carbohidratos y el costo del equipo de ultrafiltración de florotaninos (UF-1) tienen incidencias menores en el VAN, en comparación a los otros parámetros.

En cuanto a la sensibilidad al precio de venta de florotaninos, se tiene que el mínimo precio de venta (al cual el VAN se hace cero) es de 112 mil USD por tonelada. Además, se tiene que una disminución del 50% con respecto al precio basal, el VAN se hace negativo y varía en un -615%.

Por su parte, la purificación debe ser de al menos 0,84 para el VAN sea cero. Por otra parte, al utilizar la purificación real, es decir, un 40% de la purificación utilizada en el caso basal, el VAN se hace negativo y varía en un -712%.

Finalmente, luego de este estudio se concluye que, si bien bajo los supuestos la instalación de la planta es factible, para continuar a las siguientes etapas del proyecto, es necesario investigar los puntos establecidos en las recomendaciones para realizar un proceso eficiente y sustentable.

4.2 RECOMENDACIONES

- Para lograr una evaluación técnico - económica factible para la instalación de esta planta, es necesario aumentar la eficiencia de las etapas de adsorción y desorción, por lo que se recomienda continuar la investigación sobre uso de resinas macro porosas o membranas de ultrafiltración que permitan una mayor purificación.
- En cuanto a la producción de enzimas, se recomienda estudiar la cinética de crecimiento y producción de enzimas extracelulares del hongo utilizado (*Alternaria*) con el fin de avalar los dimensionamientos propuestos en este trabajo. En cuanto a esta línea, también es importante producir soluciones enzimáticas más concentradas, debido a que un mayor flujo implica un mayor tamaño y costo de los equipos. Esto se puede lograr mediante distintas técnicas, en particular en este trabajo se propone la ultrafiltración del caldo extracelular post-centrifugación, pero se requieren de los parámetros experimentales del modelo de la capa gel.
- Evaluar los cambios que provocaría eliminar la etapa de extracción de lípidos en el resto del proceso y el producto.
- Estudiar el efecto que tendría el cultivo de *M. pyrifer* en el orden de 100 hectáreas en el ecosistema marino.

5 BIBLIOGRAFÍA

- [1] Instituto Nacional de Estadística, “Índice de Producción Industrial, Sectores Económicos,” 2017.
- [2] Sociedad de Fomento Fabril (SOFOFA), “Indicadores de la Industria, Septiembre 2017,” 2017.
- [3] Ministerio de Economía Fomento y Turismo, P. Arellano, and C. Carrasco, “Las empresas en Chile por tamaño y sector económico desde el 2005 a la fecha,” 2014.
- [4] Sociedad de Fomento Fabril, “Catastro de Proyectos de Inversión,” 2017.
- [5] Servicio Nacional de Aduanas, “Estadísticas de Comercio Exterior 2016,” Chile.
- [6] Departamento de Estudios, “Reporte Trimestral Enero- Diciembre 2016, Comercio Exterior de Chile,” 2004.
- [7] ODEPA, F. Cox, and P. Bravo, “Sector pesquero: evolución de sus desembarques, uso y exportación en las últimas décadas.,” 2014.
- [8] Departamento de Análisis Sectorial, “Informe Sectorial de Pesca y Agricultura, Octubre 2017,” 2017.
- [9] J. Ortiz, “Composición nutricional y funcional de algas pardas chilenas: *Macrocystis pyrifira* y *Durvillaea antarctica*,” *Univ. Chile*, pp. 1–35, 2011.
- [10] A. Leyton, “Design of an Extraction Process of Phlorotannins and Carbohydrate from *Macrocystis pyrifera*, Integrating the use of Marine Enzymes in the Step of Carbohydrate Hydrolysis,” Universidad de Chile, 2016.
- [11] Departamento de Análisis Sectorial, “Informe Sectorial de Pesca y Acuicultura, Consolidado 2015-2016,” 2016.
- [12] Instituto de fomento pesquero (IFOP), “Exportaciones totales de productos pesqueros nacionales (Enero - Diciembre, 2015-2016),” p. 2016, 2016.
- [13] P. Fasahati, H. C. Woo, and J. J. Liu, “Industrial-scale bioethanol production from brown algae: Effects of pretreatment processes on plant economics,” *Appl. Energy*, vol. 139, pp. 175–187, 2015.
- [14] C. Camus, P. Ballerino, R. Delgado, Á. Olivera-Nappa, C. Leyton, and A. H. Buschmann, “Scaling up bioethanol production from the farmed brown macroalga *Macrocystis pyrifera* in Chile,” *Biofuels, Bioprod. Biorefining*, vol. 6, no. 3, pp. 246–256, 2012.
- [15] O. K. Lee and E. Y. Lee, “Sustainable production of bioethanol from renewable brown algae biomass,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 92, pp. 70–75, 2016.
- [16] X. Liu, “Extraction and Antioxidant Activity of Phlorotannins from Edible Brown Algae,” North Carolina State University in, 2015.

- [17] Food and Agriculture Organization of the United Nations, "April 2017 Newsletter," no. Aquaculture Newsletter, 2017.
- [18] FAO, "El estado mundial de la pesca y la acuicultura 2016," Roma, 2016.
- [19] K. K. A. Sanjeewa, E. A. Kim, K. T. Son, and Y. J. Jeon, "Bioactive properties and potentials cosmeceutical applications of phlorotannins isolated from brown seaweeds: A review," *J. Photochem. Photobiol. B Biol.*, vol. 162, pp. 100–105, 2016.
- [20] I. Wijesekara, S. K. Kim, Y. Li, and Y. X. Li, "Phlorotannins as bioactive agents from brown algae," *Process Biochem.*, vol. 46, no. 12, pp. 2219–2224, 2011.
- [21] S. H. Eom, Y. M. Kim, and S. K. Kim, "Antimicrobial effect of phlorotannins from marine brown algae," *Food Chem. Toxicol.*, vol. 50, no. 9, pp. 3251–3255, 2012.
- [22] M. Avila, C. Merino, K. Guissen, and M. Piel, "Manual de cultivo de Macroalgas Pardas," 2010.
- [23] "new zeland encyclopede." [Online]. Available: <https://teara.govt.nz/en/1966/24942/macrocystis-pyrifera-the-bladder-kelp>. [Accessed: 15-Nov-2017].
- [24] Instituto de fomento pesquero (IFOP), "Cochayuyo y huiros," Chile, 2009.
- [25] E. M. Balboa, E. Conde, A. Moure, E. Falqué, and H. Domínguez, "In vitro antioxidant properties of crude extracts and compounds from brown algae," *Food Chem.*, vol. 138, no. 2–3, pp. 1764–1785, 2013.
- [26] Instituto de Nutrición y Tecnologías de los Alimentos, "Antioxidantes: Definición, Clasificación y Conceptos Generales." [Online]. Available: <http://www.portalantioxidantes.com/antioxidantes/>. [Accessed: 05-Nov-2017].
- [27] Fundación para la Innovación Agraria and Ministerio de Agricultura, "Estrategia para el Desarrollo de la Industria de Ingredientes Funcionales en Chile." [Online]. Available: <https://es.scribd.com/document/339293403/Estudio-Ingredientes-Funcionales-Chile>. [Accessed: 05-Nov-2017].
- [28] A. Ibañez, F; Torre, P y Irigoyen, "Aditivos alimentarios," 2003.
- [29] H. Schmidt-Hebbel, *Aditivos alimentarios y la reglamentación de los alimentos*. Editorial Universitaria, 1990.
- [30] Transparency Market Research, "Antioxidants Market," 2014. [Online]. Available: <https://www.transparencymarketresearch.com/antioxidants-market.html>. [Accessed: 01-Sep-2017].
- [31] NATUREX, "Annual Results 2016," 2017. [Online]. Available: <http://www.naturex.com/Finance2/Documents-and-publications>. [Accessed: 05-Nov-2017].
- [32] Cargill, "Products and Services," 2017. [Online]. Available: <https://www.cargill.com/animal-nutrition/feed-additives>. [Accessed: 12-Dec-

2017].

- [33] BASF, “Products and Industries,” 2017. [Online]. Available: <https://nutrition.basf.com/en/Animal-nutrition.html>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [34] ALGA Technologies, “AstaPure® Natural Astaxanthin,” 2017. [Online]. Available: <https://www.algatech.com/1914>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [35] Chile Botanics, “Food & Beverage.” [Online]. Available: <http://chilebotanics.cl/en/food-beverages/>. [Accessed: 05-Nov-2017].
- [36] L. Meslet-Cladiere, L. Delage, C. J.-J. Leroux, S. Goulitquer, C. Leblanc, E. Creis, E. A. Gall, V. Stiger-Pouvreau, M. Czjzek, and P. Potin, “Structure/Function Analysis of a Type III Polyketide Synthase in the Brown Alga *Ectocarpus siliculosus* Reveals a Biochemical Pathway in Phlorotannin Monomer Biosynthesis,” *Plant Cell*, vol. 25, no. 8, pp. 3089–3103, 2013.
- [37] Philippe POTIN and Idealg WP, “Ten years of French and EU integrative research projects to capitalize on the breakthroughs in algal biotechnology.,” in *Bioinformatics, Metabolic Engineering and Genomics in Biotechnological Applications, V Workshop CeBiB*, 2016, no. December.
- [38] E. Deniaud-Bouet, N. Kervarec, G. Michel, T. Tonon, B. Kloareg, and C. Herve, “Chemical and enzymatic fractionation of cell walls from Fucales: insights into the structure of the extracellular matrix of brown algae,” *Ann. Bot.*, p. 14, 2014.
- [39] F. Karadeniz, K. H. Kang, J. W. Park, S. J. Park, and S. K. Kim, “Anti-HIV-1 activity of phlorotannin derivative 8,4'-dieckol from Korean brown alga *Ecklonia cava*,” *Biosci. Biotechnol. Biochem.*, vol. 78, no. 7, pp. 1151–1158, 2014.
- [40] A. H. Buschmann, M. Lienqueo, and A. Leyton, “Extracción de Florotaninos: Antioxidantes de Algas,” 2016.
- [41] A. Leyton, “Desing of an extraction process of phlorotannins and carboydrate form *Macrocystis pyrifera*, integrating the use of marine enzymes in the step of carbohydrate hydrolysis,” Universidad de Chile, 2016.
- [42] R. Westermeier, P. Murúa, D. J. Patiño, L. Muñoz, A. Ruiz, and D. G. Müller, “Variations of chemical composition and energy content in natural and genetically defined cultivars of *Macrocystis* from Chile,” *J. Appl. Phycol.*, vol. 24, no. 5, pp. 1191–1201, 2012.
- [43] J. Marambio, J. P. Rodriguez, F. Mendez, P. Ocaranza, S. Rosenfeld, J. Ojeda, R. Rautenberger, K. Bischof, J. Terrados, and A. Mansilla, “Photosynthetic performance and pigment composition of *Macrocystis pyrifera* (Laminariales, Phaeophyceae) along a gradient of depth and seasonality in the ecoregion of Magellan, Chile,” *J. Appl. Phycol.*, pp. 1–11, 2017.
- [44] J. Ortiz, E. Uquiche, P. Robert, N. Romero, V. Quitral, and C. Llantén, “Functional and nutritional value of the Chilean seaweeds *Codium fragile*, *Gracilaria chilensis* and *Macrocystis pyrifera*,” *Eur. J. Lipid Sci. Technol.*, vol.

111, no. 4, pp. 320–327, 2009.

- [45] Future Market Insights, “Antioxidants Market,” 2014. [Online]. Available: <https://www.futuremarketinsights.com/reports/antioxidants-market>. [Accessed: 01-Sep-2017].
- [46] . Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, “Desembarques, precios de playa, y exportaciones de Algas en Chile,” p. 4, 2013.
- [47] T. Correa, A. Gutiérrez, R. Flores, A. H. Buschmann, P. Cornejo, and C. Bucarey, “Production and economic assessment of giant kelp *Macrocystis pyrifera* cultivation for abalone feed in the south of Chile,” *Aquac. Res.*, vol. 47, no. 3, pp. 698–707, 2016.
- [48] C. Camus, J. Infante, and A. H. Buschmann, “Overview of 3 year precommercial seafarming of *Macrocystis pyrifera* along the Chilean coast,” *Rev. Aquac.*, vol. 2014, pp. 1–17, 2016.
- [49] C. Camus and A. H. Buschmann, “*Macrocystis pyrifera* aquafarming: Production optimization of rope-seeded juvenile sporophytes,” *Aquaculture*, vol. 468, pp. 107–114, 2017.
- [50] A. H. Buschmann, C. Camus, J. Infante, A. Neori, Á. Israel, M. C. Hernández-González, S. V. Pereda, J. L. Gomez-Pinchetti, A. Golberg, N. Tadmor-Shalev, and A. T. Critchley, “Seaweed production: overview of the global state of exploitation, farming and emerging research activity,” *Eur. J. Phycol.*, vol. 52, no. 4, pp. 391–406, 2017.
- [51] Sigma, “Product Information Amberlite XAD Polymeric Resins.” pp. 4–6, 1991.
- [52] ROHM AND HAAS, “AMBERLITE® XAD16 Product Data Sheet,” p. 4, 2004.
- [53] M. H. Elliott, “What you should know before selecting a size reduction equipment,” *Powder Bulk Eng.*, vol. 26, no. 3, pp. E2–E10, 2009.
- [54] G. Saravacos and A. E. Kostaropoulos, *Handbook of food processing equipment*. 2016.
- [55] Roussel Robatel, “Mezcladoras decantadoras para laboratorio,” 2017. [Online]. Available: <http://www.rousselet-robotel.com/espanol/products/laboratory-mixer-settlers.php>. [Accessed: 15-Dec-2017].
- [56] D. B. Todd, *Fermentation and Biochemical Engineering Handbook*. 2014.
- [57] A. Cassano, G. De Luca, C. Conidi, and E. Drioli, “Effect of polyphenols-membrane interactions on the performance of membrane-based processes. A review,” *Coord. Chem. Rev.*, vol. 351, pp. 45–75, 2017.
- [58] N. Sanz-Pintos, J. Pérez-Jiménez, A. H. Buschmann, J. R. Vergara-Salinas, J. R. Pérez-Correa, and F. Saura-Calixto, “Macromolecular Antioxidants and Dietary Fiber in Edible Seaweeds,” *J. Food Sci.*, vol. 82, no. 2, pp. 289–295, 2017.
- [59] E. A. Baptista, P. C. R. Pinto, I. F. Mota, J. M. Loureiro, and A. E. Rodrigues,

- “Ultrafiltration of ethanol/water extract of Eucalyptus globulus bark: Resistance and cake build up analysis,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 144, pp. 256–266, 2015.
- [60] R. Ghosh, “Principles of bioseparations engineering,” 2006, p. 290.
- [61] J. Asenjo, “Separation Processes in Biotechnology,” CRC Press, Ed. 1990, pp. 1–824.
- [62] W. Cai, Y. Sun, X. Piao, J. Li, and S. Zhu, “Solvent recovery from soybean oil/hexane miscella by PDMS composite membrane,” *Chinese J. Chem. Eng.*, vol. 19, no. 4, pp. 575–580, 2011.
- [63] J. Chi-Sheng Wu and E. H. Lee, “Ultrafiltration of soybean oil/hexane extract by porous ceramic membranes,” *J. Memb. Sci.*, vol. 154, no. 2, pp. 251–259, 1999.
- [64] M. V Tres, R. Nobrega, R. B. Carvalho, J. V Oliveira, and M. Di Luccio, “Solvent Recovery From Soybean Oil / N-Hexane Mixtures Using Hollow Fiber Membrane,” *Brazilian J. Chem. Eng.*, vol. 29, no. 3, pp. 577–584, 2012.
- [65] U. de C. Unidad de Desarrollo Tecnológico, “Antecedentes para Elaborar una Norma de Emisión para Calderas y Procesos de Combustión en el Sector Industrial, Comercial y Residencial,” 2012.
- [66] Flottweg Separation Technology, “La Centrifuga de Discos Flottweg.” .
- [67] Machinery Aguilar, *Cotización Centrifugas Clarificadoras Westefalia*. Murcia, España, 2017.
- [68] CIMA Industries, *ACVFD-200 Vacuum Freeze Drying Machine*. Panamá, 2017.
- [69] P. Doran, “Bioprocess Engineering Principles,” San Diego: Academic Press, 1995, p. 455.
- [70] Organización Panamericana de la Salud, “Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores.” p. 34, 2005.
- [71] KOCH Membrane Systems, “TARGA® II HOLLOW FIBER CARTRIDGES 8-inch Water Ultrafiltration Cartridges,” vol. 4, no. 213, pp. 4–5, 2017.
- [72] DOW, “Ultrafiltration Product Manual,” *Dow*, 2011.
- [73] P. McCabe, Warren., Smith, Julian C., Harriot, “Operaciones Unitarias en ingeniería química, séptima edición.,” 2007, pp. 1029–1030.
- [74] W. D. Baasel, “Preliminary Chemical Engineering Plant Design,” 1989, pp. 1–486.
- [75] S. Walas, “Chemical Process Equipment,” Butterworth-Heinemann, 1990, p. 782.
- [76] Jiangsu Shengman Drying Equipment Engineering Co., “Secador de algas,” 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/seaweeds-belt-dryer->

60286064664.html?spm=a2700.8698675.29.116.24c1a1c0Jv9pn6.
[Accessed: 12-Dec-2017].

- [77] A. Leyton, R. Pezoa-Conte, P. Mäki-Arvela, J.-P. Mikkola, and M. E. Lienqueo, "Improvement in carbohydrate and phlorotannin extraction from *Macrocystis pyrifera* using carbohydrate active enzyme from marine *Alternaria* sp. as pretreatment," *J. Appl. Phycol.*, 2017.
- [78] D. Pinelli and M. Nocentini, "Batch and Continuous Flow Adsorption of Phenolic Compounds from Olive Mill Wastewater," *Int. J. Chem. Eng.*, vol. 2016, no. September, 2016.
- [79] J. Kim, M. Yoon, H. Yang, J. Jo, D. Han, Y. J. Jeon, and S. Cho, "Enrichment and purification of marine polyphenol phlorotannins using macroporous adsorption resins," *Food Chem.*, vol. 162, pp. 135–142, 2014.
- [80] L. A. Zapata Urrutia, "Escalamiento y optimización de la producción de enzimas alginato liasas recombinantes," Universidad de Chile, 2017.
- [81] C. Jimenez, "Indicadores de rentabilidad," in *Curso Evaluación de Proyectos, Universidad de Chile*, 2015.
- [82] Henan Zhengzhou Mining Machinery Co., "Ball Mill for Food." [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Practical-ball-mill-for-food_60135566919.html?spm=a2700.7724838.2017115.47.4c2e389c8mfRa7. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [83] TPI, *Suministro, Fabricación, Transporte y Montaje de estanques de distintas capacidades*. Santiago, Chile, 2017, pp. 2–31.
- [84] WS Atkins Consultants Ltd, "A Guide to Cost-Effective Membrane Technologies for Minimising Wastes," pp. 42–54, 1997.
- [85] Matches, "Exchanger," 2014. [Online]. Available: <http://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [86] Shandong Shengwei New Power Co. Ltd., "Caldera de Vapor," 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000kg-hr-steam-boiler-biomass-in-ukraine-60599493955.html?spm=a2700.8698675.29.115.2n6JC7>.
- [87] Matches, "Conveyor," 2014. [Online]. Available: <http://www.matche.com/equipcost/Conveyor.html>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [88] Feicheng Jinta Machinery Co. Ltd., "Evaporador Multiefecto," 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/multi-effect-falling-film-evaporator-for-glucose-evaporation-project-60174192984.html?spm=a2700.8699010.29.26.7d047503OOdl2O>. [Accessed: 14-Dec-2017].
- [89] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers," 1991, p. 923.
- [90] Portal Inmobiliario, "Sitio Industrial Empalme Ruta 5 Sur." [Online]. Available:

- <https://www.portalinmobiliario.com/venta/industrial/puerto-montt-los-lagos/3074176-empalme-a-ruta-cinco-sur-1-uda?tp=8&op=1&iug=250&ca=3&ts=1&mn=2&or=&sf=1&sp=1&at=0&i=5>. [Accessed: 14-Dec-2017].
- [91] Posicionamiento Chile, "Páginas Web en Chile," 2017. [Online]. Available: <https://www.clposicionamiento.cl/precio-paginas-web-chile.html>. [Accessed: 14-Dec-2017].
- [92] Liaoning Yufeng Chemical Co. Ltd, "Hexano." [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/normal-hexane-97-medicine-grade-60623108795.html?spm=a2700.8698675.29.2.1d29177eFhTfwN&s=p>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [93] Weifang Fortune Chemicals Co. Ltd, "Soda Cáustica Calidad Alimentaria," 2017. [Online]. Available: https://spanish.alibaba.com/product-detail/China-Factory-food-grade-caustic-soda-60340410202.html?spm=a2700.md_es_ES.maylikever.16.35deb4ffxa1kc5. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [94] Shandong Runyi Chemical Co. Ltd., "Amerlite XAD 16-N." [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/amberlite-r-xad-16-60705799734.html?spm=a2700.8699010.29.72.3257f2e47nHXKS>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [95] Mezele Agri Asocciation Trading, "Etanol de grado alimentario." [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/low-price-99-food-grade-ethanol-50037028788.html?spm=a2700.8699010.29.134.3d7ce58cEfC8vM>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [96] Wuhan Y&F Industry and Trade Co. Ltd., "Cloruro de Sodio," 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/sodium-chloride-99--60292027548.html?spm=a2700.8698675.29.24.475f7f35fgv7pZ&s=p>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [97] M. A. Loaiza Navarro, "Modelo de generación de energía a partir de biomasa forestal," Universidad de Chile, 2015.
- [98] ESSAL, "Tarifas Vigentes," 2017. [Online]. Available: <https://www.essal.cl/clientes/tarifas>. [Accessed: 14-Dec-2017].
- [99] C. Reyes, "Estudio asegura que Chile es el segundo país con mayores tarifas eléctricas de Sudamérica," *El Mercur. On-line*, 2014D.
- [100] Consejo Nacional de Energía, "Precios Combustibles." [Online]. Available: <http://reportes.cne.cl/reportes?c>.
- [101] N. Miranda, "Comunicación privada con experto: Publicidad Empresa," 2017.
- [102] Aminas, *Cotización vitamina C al por mayor*. .
- [103] D. Humbird, R. Davis, L. Tao, C. Kinchin, D. Hsu, A. Aden, P. Schoen, J.

- Lukas, B. Olthof, M. Worley, D. Sexton, and D. Dudgeon, "Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol," *Renew. Energy*, vol. 303, no. May, p. 147, 2011.
- [104] T. Correa, "Estudio exploratorio de la producción de etanol en Chile a partir de residuos forestales," Universidad de Chile, 2008.
- [105] R. H. Perry and D. W. Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook," vol. 1, 2008, p. 2400.
- [106] R. P. Singh, V. Gupta, P. Kumari, M. Kumar, C. R. K. Reddy, K. Prasad, and B. Jha, "Purification and partial characterization of an extracellular alginate lyase from *Aspergillus oryzae* isolated from brown seaweed," *J. Appl. Phycol.*, vol. 23, no. 4, pp. 755–762, 2011.
- [107] B. Tangarone, J. . Royer, and J. . Nakas, "Purification and characterization of an endo-(1,3)-beta-D-glucanase from *Trichoderma longibrachiatum*," *Appl. Environ. Microbiol.*, vol. 422, no. 1, pp. 177–184, 1988.
- [108] Q. Wu, M. Zhang, K. Wu, B. Liu, J. Cai, and R. Pan, "Purification and characteristics of fucoidanase obtained from *Dendryphiella arenaria* TM94," *J. Appl. Phycol.*, vol. 23, no. 2, pp. 197–203, 2011.
- [109] L. E. Rioux, S. L. Turgeon, and M. Beaulieu, "Characterization of polysaccharides extracted from brown seaweeds," *Carbohydr. Polym.*, vol. 69, no. 3, pp. 530–537, 2007.
- [110] Y. V. Burtseva, N. S. Verigina, V. V. Sova, M. V. Pivkin, and T. N. Zvyagintseva, "Filamentous marine fungi as producers of O-glycosylhydrolases: β -1,3-glucanase from *Chaetomium indicum*," *Mar. Biotechnol.*, vol. 5, no. 4, pp. 349–359, 2003.
- [111] J. Nielsen, "Bioreactor system design," *FEBS Lett.*, vol. 369, no. 2–3, p. 348, 1995.
- [112] T. M. Pakula, K. Salonen, J. Uusitalo, and M. Penttilä, "The effect of specific growth rate on protein synthesis and secretion in the filamentous fungus *Trichoderma reesei*," *Microbiology*, vol. 151, no. 1, pp. 135–143, 2005.
- [113] M. Sohail, A. Ahmad, and S. Ahmed Khan, "Production of cellulases from *Alternaria* sp. MS28 and their partial characterization," *Pakistan J. Bot.*, vol. 43, no. 6, pp. 3001–3006, 2011.
- [114] O. Tejada, O. Montesinos, and G. OR, "Capítulo 13: Secado," in *Bioseparaciones*, pp. 745–788.
- [115] R. Palma, "Reunión con experto Ingeniería Mecánica," 2017.
- [116] J. Pedraza, N. Gamboa, A. Santos, J. Suarez, and L. Villagran, "Propiedades Hidróxido de Sodio." [Online]. Available: <http://naohunal.wixsite.com/hidroxidodesodio/-propiedades>. [Accessed: 01-Nov-2017].
- [117] P. Belter, E. L. Cussler, and W.-S. Hu, "Bioseparations Downstream

- Processing for Biotechnology,” in 1988, Minneapolis, Minnesota: Wiley-Interscience, pp. 1–368.
- [118] M. E. Lienqueo, “Centrifugas, Separación y procesos biotecnológicos,” 2016.
- [119] A. G. Yunus Cengel, *Transferencia de Calor y Masa*, vol. 1. 2011.
- [120] M. E. Lienqueo, “Operaciones de Membrana, Separación y procesos biotecnológicos,” 2016.
- [121] W. Song, Y. Su, X. Chen, L. Ding, and Y. Wan, “Rapid concentration of protein solution by a crossflow electro- ultrafiltration process,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 73, no. 2, pp. 310–318, 2010.
- [122] Kyle, “Chemical and Process Thermodynamics,” Pearson, Ed. 2000.
- [123] F. Acevedo, J. Gentina, and A. Illanes, *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica*. 2002.
- [124] S. R. Tewfik, A. G. M. G. Abulnour, and M. H. Sorour, “Techno-economic and environmental aspects of the production of medium scale ligno-cellulosic ethanol under Egyptian conditions,” *Egypt. J. Pet.*, vol. 24, no. 4, pp. 375–381, 2015.
- [125] S. Wang, X. M. Jiang, Q. Wang, H. S. Ji, L. F. Wu, J. F. Wang, and S. N. Xu, “Research of specific heat capacities of three large seaweed biomass,” *J. Therm. Anal. Calorim.*, vol. 115, no. 3, pp. 2071–2077, 2014.
- [126] F. . House, “Clearances for Preliminary Layout,” in *An Engineer’s Guide to Process- Plant Layouts*, 1990, p. 120.
- [127] Robert Half, “Guía Salarial 2017,” p. 39, 2017.
- [128] Shanxi Solid Industrial Co. Ltd., “Cloruro de Magnesio Hexahidratado,” 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/white-or-slightly-yellow-magnesium-chloride-hexahydrate-98-flakes-or-granules-60688920583.html?spm=a2700.8698675.29.66.cc716328AG0WD>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [129] Shangdong Jiangyuan Refinement Co. Ltd., “Sulfato de Magnesio Heptahidratado,” 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/99-5-factory-price-magnesium-sulfate-heptahydrate-60541837119.html?spm=a2700.8698675.29.101.732d5fae9M35oJ>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [130] Lianyung Shuren Kechuang Food Aditive Co. Ltd., “Cloruro de Potasio,” 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/2016-china-food-grade-additive-99-5-kcl-potassium-chloride-with-high-quality-60566367994.html?spm=a2700.8698675.29.2.36d8b6eDqOBPV&s=p>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [131] Xi’an Rongsheng Biotechnology Co.Ltd., “Bicarbonato de Sodio,” 2017. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-quality->

sodium-bicarbonate-nahco3-60266058272.html?spm=a2700.8698675.29.42.55e20abcpohwXI.
[Accessed: 12-Dec-2017].

- [132] Songchuan Industrial Additives Co.Ltd., "Cloruro de Calcio." [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/road-salt-calcium-chloride-60582447103.html?spm=a2700.8698675.29.110.4011c283J7vr0u>. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [133] Lider, "Precio Azúcar." [Online]. Available: https://www.lider.cl/supermercado/category/Panader%C3%ADa-y-Dulces/Az%C3%BAcar-y-Endulzantes/Az%C3%BAcar/_/N-1mg0q11. [Accessed: 15-Dec-2017].
- [134] SII, "Tabla de Vida Útil de los Bienes Físicos," 2003. [Online]. Available: http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm. [Accessed: 12-Dec-2017].
- [135] INE, "Índice de producción industrial," 2017. [Online]. Available: http://www.ine.es/prensa/ipi_prensa.htm. [Accessed: 05-Nov-2017].
- [136] SUBPESCA, "Glosario Sector," 2017. [Online]. Available: <http://www.subpesca.cl/orientacion/604/w3-propertyname-511.html>. [Accessed: 05-Nov-2017].

6 ANEXOS

6.1 COMPOSICIÓN ALGA

En la siguiente tabla se muestran los datos utilizados para hacer la estimación de composición del alga [10].

Tabla 45: Composición de una muestra de *M. pyrifera*, correspondiente a noviembre del 2011, ciudad de Puerto Montt, Chile.

Componente	Base Húmeda [%]	Base sin humedad [%]
Cenizas	36,16	40,26
Carbohidratos	42,62	47,44
Proteínas	10,01	11,15
Lípidos	1,03	1,15
Agua	10,18	-

Por otra parte, los pigmentos más abundantes en esta alga, se muestran en la siguiente tabla, con su respectiva concentración (en base a gramos de lípido o de alga seca).

Tabla 46: Concentración de cada pigmento y porcentaje con respecto al total. g_{as} corresponde a gramos de alga seca.

Pigmento	Concentración	Referencia	Porcentaje [%]
Tocoferoles	1.460,0 [$\mu g \cdot g_{lipido}^{-1}$]	[44]	3,03
Carotenos	17,2 [$\mu g \cdot g_{as}^{-1}$]	[44]	3,10
Fucoxantina	135,8 [$\mu g \cdot g_{as}^{-1}$]	[43]	24,50
Clorofila a	277,5 [$\mu g \cdot g_{as}^{-1}$]	[43]	50,06
Clorofila c	107,0 [$\mu g \cdot g_{as}^{-1}$]	[43]	19,30
Total	-	-	100,00

En cuanto al cálculo, para incluir la concentración de florotaninos, se sustrae del contenido de cenizas (ya que no corresponde a ningún otro compuesto). Por su parte, los pigmentos se sustraen del porcentaje de lípidos, tomando el supuesto de que la naturaleza hidrofóbica de la mayoría de ellos, podría significar que hayan sido considerados en la fracción lipídica durante el análisis.

Luego se pueden calcular a partir de que los contenidos de alga seca y variando el contenido de humedad. La composición del alga queda determinada por los valores indicados en la Tabla 7. Cabe mencionar que los valores fueron aproximados a dos decimales.

6.2 CASO BASE

La estimación del porcentaje correspondiente a antioxidantes naturales se hace a partir del tamaño de este mercado el 2013 (23.000 ton) y utilizando el CAGR⁴ (6%) para estimar su tamaño al 2020 [45]. Luego, se calcula el porcentaje en relación al mercado global.

$$\text{CAGR}(t_0, t_n) = \left(\frac{V(t_n)}{V(t_0)} \right)^{\frac{1}{t_n - t_0}} - 1$$

Figura 40: Fórmula CAGR

Donde:

t_0 : año inicial (2013)

t_n : año al que se estima (2020)

$V(t_n)$: volumen del mercado en el año n (incógnita)

$V(t_0)$: volumen del mercado en el año inicial (23.000 toneladas)

Según la Figura 40 y a partir de los datos presentes, se puede calcular el volumen del mercado al 2020, lo que resulta en 34,5 [kton], lo que corresponde a aproximadamente el 30% del mercado de los antioxidantes globales.

⁴ CAGR: *Compound annual growth rate*, corresponde a la tasa de crecimiento anual compuesto.

6.3 BALANCES DE MASA

A continuación, se presentan las composiciones y flujos máxicos del proceso (en $[kg\ h^{-1}]$), además de su temperatura y presión. En la Tabla 47 y 48 se encuentran los flujos principales (F) desde la corriente 1 a la 27. Luego, en la Tabla 48 se encuentran los flujos de la recuperación de etanol (FE) y de concentración de subproducto (FC). Por su parte, los flujos secundarios de mezclado (FS), de recuperación de hexano (FH) y de la línea de fermentación para producción de enzimas (FF) se encuentran en la Tabla 49. Finalmente, los flujos de servicios (s) (ver Tabla 26) se muestran en la Tabla 50.

Tabla 47: Balances de masa proceso principal, parte 1: se observan las corrientes F-1 a la F-17 del proceso principal en kg/h

Componente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Temperatura [°C]	20	40	40	20	20	20	20	20	25	25	25	20	100	25	25	20	25
Presión [atm]	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Florotaninos	184	65	118	118			118		118	7	111		111	71	40		40
Carbohidratos	581	77	503	503			503		503	2	502		502	64	438		438
Proteína	136	18	118	118			118		118		118		118	95	24		24
Lípidos	13	2	12	12		10	1		1		1		1	1			
Cenizas	309		309	309			309		309		309		309	309			
Pigmentos	1	0	1	1		0	0		0		0		0	0	0		0
Agua	6.935	6.797	138	138			138	4.612	4.750	4.612	138	23.369	23.507	138	23.369		23.369
Hexano					7.325	7.325											
Enzimas								1	1	1							
Sales								142	142	142							
NaOH												472	472		472		472
Resina																400	400
Etanol																	
Biomasa seca																	
Hongos																	
Total	8.159	6.959	1.199	1.199	7.325	7.336	1.189	4.754	5.943	4.763	1.180	23.841	25.020	678	24.342	400	24.742

Tabla 48: Balances de masa proceso principal, parte 2 (corrientes F-18 a la F-27 del proceso principal) y flujos de proceso de recuperación de etanol (FE-1 a FE-3) y de concentración de subproducto (FC-1 y FC-2). Todos los flujos en kg/h

Componente	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	FE-1	FE-2	FE-3	FC1	FC2
Temperatura [°C]	25	25	25	25	25	25	25	25	20	20	20	20	24	25	25
Presión [atm]	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Florotaninos	8	32		32	2	30		30		30					
Carbohidratos	429	9		9	2	7	6	1		7				429	
Proteína	21	2		2	1	1	0	1		1					
Lípidos															
Cenizas															
Pigmentos	0														
Agua	23.369		600	600		600	576	24	24	0	21	2	598	4.674	18.981
Hexano															
Enzimas															
Sales															
NaOH	472													472	
Resina		400		400	400										
Etanol			4.262	4.262		4.262	4.091	170	169	1	152	17	4.243		
Biomasa seca															
Hongos															
Total	24.299	443	4.862	5.305	405	4.900	4.674	226	193	40	174	19	4.841	5.575	18.981

Tabla 49: Balances de masa procesos no principales en kg/h. Se encuentran las corrientes de procesos secundarios de mezclado (FS-1 a F-S4), las corrientes de la línea de recuperación de hexano (FH-1 a FH-3) y las corrientes de la línea de producción de enzimas (FF-1 a FF-10).

Componente	FS1	FS2	FS3	FS4	FH1	FH2	FH3	FF1	FF2	FF3	FF4	FF5	FF6	FF7	FF8	FF9	FF10
Temperatura [°C]	20	20	20	20	20	25	25	20	20	20	20	25	25	25	25	25	25
Presión [atm]	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Florotaninos																	
Carbohidratos																	
Proteína																	
Lípidos							10										
Cenizas																	
Pigmentos																	
Agua	23.369			3				22.922			22.922	22.922		23.068		23.068	18.456
Hexano					73	7.252	73										
Enzimas														1		1	
Sales									708		708	708		708		708	567
NaOH		472															
Resina																	
Etanol			18														
Biomasa seca										360	360	360		208	208		
Hongos													1	6	6		
Total	23.369	472	144	20	73	7.252	84	22.922	708	360	23.991	23.991	1	24.699	214	23.777	19.023

Tabla 50: Flujos de servicios del proceso

Componente	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
Temperatura [°C]	10	12	200	195	12	15	400	200	12	30
Presión [atm]	1	1	2	2	1	1	2	2	1	1
Florotaninos										
Carbohidratos										
Proteína										
Lípidos										
Cenizas										
Pigmentos										
Agua	679.153	679.153	796	796	2.581	2.581	15.907	15.907	115.155	115.155
Hexano										
Enzimas										
Sales										
NaOH										
Resina										
Etanol										
Biomasa seca										
Hongos										
Total	679.153	679.153	796	796	2.581	2.581	15.907	15.907	115.155	115.155

Etapas

En esta sección se explican los principales supuestos y cálculos realizados para obtener los flujos que se muestran en las Tablas 47 a 50.

6.3.1 Secado

En base a la composición obtenida para el alga fresca, húmeda y seca, se pueden calcular las composiciones a partir del caso base de alga fresca y además, obtener la del alga húmeda (humedad permitida en el proceso). El aire requerido se obtiene a partir de las dimensiones del equipo (6.4.1).

6.3.2 Extracción de lípidos

Se determinó de forma experimental (mediante medición de absorbancias de la solución) que dos lavados de proporción alga/hexano igual a 1/4 en términos de masa/volumen es suficiente para extraer los pigmentos presentes. Además, se estima que el primer lavado retira un 80% de los pigmentos, mientras que el segundo el 20% restante. Considerando que se dimensionó solo un lavado, se utiliza una extracción del 80%.

Por otra parte, se toma el supuesto de que se extrae el 90% de los lípidos presentes en el alga. Esto debido a que puede que haya moléculas de grasa al interior de las células a las que el solvente no podría acceder. Por lo que una forma de obtener una mayor extracción sería disminuir el diámetro máximo permitido para las algas.

El resto de los componentes se mantienen constantes. Los datos utilizados y las condiciones de operación son las siguientes:

- Proporción de hexano: $4 [L_{hex} kg_{as}^{-1}]$ [10]
- Densidad del hexano: $655 [kgm^{-3}]$ [105]
- Remoción de pigmentos: 80%
- Remoción de lípidos: 90%

6.3.3 Hidrólisis de carbohidratos

Esta etapa tiene las siguientes condiciones de operación, según lo reportado en el proceso en estudio [10]:

- Tiempo de reacción: $t_{rxn} = 36 [h]$
- Agitación turbulenta (mayores detalles en sección 6.5.1)
- Temperatura: $T = 25 [^{\circ}C]$
- Solución enzimática: $4 [L_{s.enz} kg_{as}^{-1}]$
- Concentración enzimas: $C = 0,039 [mg_{enzima} ml_{solución}^{-1}]$, sin embargo, se decide aumentar la concentración en un factor de 5, con el propósito de requerir menos solución, lo que queda en $C = 0,195 [mg_{enzima} ml_{solución}^{-1}]$. Esto se aborda en la sección de línea de producción de enzimas.

Además, se utilizan los datos:

- Densidad alga: $\rho_a = 1200 [kgm^{-3}]$, obtenido experimentalmente
- Densidad solución enzimática: $\rho_{s.enz} = 1000 [kgm^{-3}]$ (estimada, en base a la composición que es en gran parte, agua)

Se estudia mediante la cinética enzimática de cada enzima involucrada: alginato liasa, laminarasa (1,3-β-glucanasa) y fucoidanasa. A grandes rasgos, las reacciones a estudiar son las siguientes:

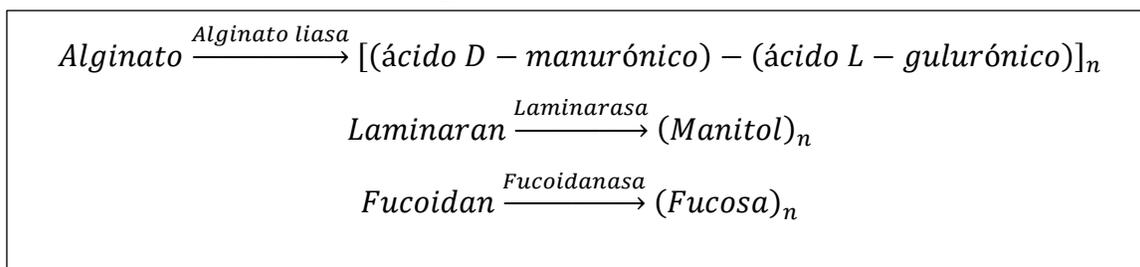


Figura 41: Reacciones enzimáticas en estudio

Para ello, se utilizan los parámetros mostrados en la Tabla 51, que corresponden a enzimas obtenidas de hongos, para hacer la aproximación lo más cercana posible (considerando que en el proceso se utilizan hongos marinos de la especie *Alternaria*). Además, se incluyen los datos de actividad enzimática, porcentaje de concentración en la solución del proceso realizado en laboratorio y masa molecular del producto correspondiente. En el caso de la enzima alginato liasa, el producto es el dímero de ácido D-manurónico y L-gulurónico (o de un par del mismo ácido), mientras que los productos principales de la laminarasa es el manitol y de la fucoidanasa es fucosa.

Tabla 51: Parámetros a utilizar en la cinética enzimática

Dato	Alginato liasa	Laminarasa	Fucoidanasa
v_{max}	228,68 [$U \cdot mg^{-1}$] [106]	3,17 [$U \cdot mg^{-1}$] [107]	6,46 [$mg \cdot mg \cdot min^{-1}$] [108]
K_m	21,52 [$kg \cdot m^{-3}$] [106]	0,36 [$kg \cdot m^{-3}$] [107]	10,10 [$kg \cdot m^{-3}$] [108]
A_{enz} [10]	5,58 [$U \cdot mg^{-1}$]	40,46 [$U \cdot mg^{-1}$]	13,07 [$U \cdot mg^{-1}$]
% C_{enz} [10]	9%	67%	22%
MM_P [109]	398,00 [$g \cdot mol^{-1}$]	182,00 [$g \cdot mol^{-1}$]	164,16 [$g \cdot mol^{-1}$]

Donde K_m de la laminarasa se obtuvo con un cambio de unidades utilizando el peso molecular promedio del sustrato [110], como se muestra a continuación

$$K_m [kg \cdot m^{-3}] = 0,065 [mmol \cdot L^{-1}] \cdot \frac{1 mol}{1000 mmol} \cdot 5500 \left[\frac{g}{mol} \right] \quad (1)$$

Por otra parte, para obtener las velocidades máximas en unidades del sistema internacional, se debe hacer el cambio de unidades considerando que una unidad de actividad enzimática (U) está definida como la cantidad de enzima que cataliza la liberación de un micro mol de glucosa equivalente (extremos reductores del producto) por minuto.

$$U = \mu mol_p \cdot min^{-1}$$

La siguiente ecuación es el cambio de unidades requerido para la velocidad máxima de la alginato liasa y la laminarasa.

$$v_{m\acute{a}x} [kgh^{-1}m^{-3}] = \frac{V_{m\acute{a}x} [Umge^{-1}] \cdot C_e [mg_e ml_s^{-1}] \cdot MM_p [g \cdot mol^{-1}] \cdot 60}{1000} \quad (2)$$

En el caso de la velocidad máxima de la fucoidanasa, no está en unidades de actividad enzimática, por lo que el cambio queda como la siguiente ecuación:

$$v_{m\acute{a}x} [kgh^{-1}m^{-3}] = v_{m\acute{a}x} [mg \cdot m\acute{i}n^{-1} mg_e^{-1}] \cdot C_e [mg_e ml_s^{-1}] \cdot 60 \quad (3)$$

Por otra parte, el flujo de sustrato ($F_{7_{sustrato}}$) se obtiene multiplicando el flujo másico de entrada por el porcentaje correspondiente a cada carbohidrato (de acuerdo a la composición de la Tabla 6. Por ejemplo, en el caso de la alginato liasa:

$$F_{7_{alginato}} = F_{7_{CH}} \cdot \%alg \quad (4)$$

Reemplazando,

$$F_{7_{alginato}} = 503 [kgh^{-1}] \cdot 40\% = 201,3 [kgh^{-1}]$$

En cuanto a la concentración inicial de sustrato (S_o) se obtiene dividiendo ese flujo por el flujo volumétrico de la corriente $Q_7 = 5,74 [m^3 h^{-1}]$. Este flujo se obtiene considerando el contenido másico de solución enzimática y alga y sus densidades.

$$S_{o_{alginato}} = \frac{F_{7_{alginato}}}{Q_7} \quad (5)$$

Finalmente, la conversión se ajusta para que el tiempo resulte en el tiempo de reacción, acorde al tiempo de un reactor perfectamente agitado, como muestra la siguiente ecuación [111]:

$$t_{CSTR} = \frac{S_o x}{v_{max}} + \frac{K_m x}{v_{max}(1-x)} \quad (6)$$

Los resultados de lo anteriormente expuesto, se resumen en la Tabla 52.

Tabla 52: Cálculos obtenidos para la cinética enzimática

Cálculo	Alginato liasa	Laminarasa	Fucoidanasa
$F_{7_{sustrato}} [kgh^{-1}]$	201,34	74,50	176,18
$V_{m\acute{a}x} [kgh^{-1}m^{-3}]$	16,67	0,90	3,27
$S_o [kgm^{-3}]$	35,05	13,14	30,67
$x [-]$	0,97	0,98	0,90
$t_{rxn} [h]$	35,98	35,97	35,92

Al observar estos resultados, concuerdan con lo determinado en el estudio experimental en el que se basa este trabajo, dado que se alcanzan conversiones mayores al 90% en todas las reacciones.

Por otra parte, se observa que, dado que la velocidad de reacción depende de la concentración de enzima (ec. 6), al aumentar la concentración de enzima en la solución, se disminuiría el tiempo de reacción, sin afectar la conversión. Por lo anterior, se observa que se produce un *trade-off* entre la concentración de enzima y el tiempo de reacción. Pero como para dimensionar un reactor, un menor tiempo de residencia implica un menor volumen del tanque, se prefiere concentrar la enzima (ver dimensionamiento). Luego de analizar la sensibilidad del dimensionamiento, se decide concentrar 5 veces la solución enzimática y aumentar las conversiones hasta un tiempo razonable (que implique un dimensionamiento factible). De esta forma, se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 53: Parámetros reacción enzimática

Cálculo	Alginato liasa	Laminarasa	Fuoidanasa
$V_{m\acute{a}x} [kgh^{-1}m^{-3}]$	98,339	4,520	16,349
$x [-]$	0,974	0,987	0,921
$t_{rxn} [h]$	8,545	8,875	8,880

Luego, a raíz de las conversiones, se calcula cuanto del sustrato se convierte en producto y cuanto queda sin reaccionar.

Por lo tanto, los carbohidratos presentes en los flujos de esta etapa corresponden a los mostrados en la Tabla 54:

Tabla 54: Tipos de carbohidratos en los flujos involucrados en la reacción

Carbohidratos	$F_7 [kgh^{-1}]$	$F_9 [kgh^{-1}]$
Alginato	201	5
Laminaran	76	1
Fuoidan	176	14
Dímero alginato	0	196
Manitol	0	75
Fucosa	0	13
Otros	50	200
Total	503	503

En cuanto a los florotánicos, inicialmente, el 26% de los florotánicos son solubles [10], mientras que el otro porcentaje es insoluble y forma complejos. Por lo que, se asume que luego de la hidrólisis la totalidad de florotánicos insolubles pasa a ser soluble.

Luego, la separación de la fase líquida y sólida, implica las siguientes pérdidas:

Tabla 55: Florotaninos y carbohidratos en el flujo 10

Flujo 10	Florotaninos	Carbohidratos
Concentración [10]	0,006 [$kg_f kg_{as}^{-1}$]	0,0031 [$kg_{CH} kg_{CH_{total}}^{-1}$]
Flujo	7,22 [$kg h^{-1}$]	1,80 [$kg h^{-1}$]

Donde se considera que la pérdida fue del polisacárido con mayor peso molecular, debido a que podría ser separado junto con la biomasa.

Tabla 56: Tipos de carbohidratos en el flujo 10 y 11

Carbohidratos	F_{10} [$kg h^{-1}$]	F_{11} [$kg h^{-1}$]
Alginato	0	5
Laminaran	0	1
Fucoidan	2	12
Dímero alginato	0	196
Manitol	0	74
Fucosa	0	13
Otros	0	200
Total	2	502

6.3.4 Extracción florotaninos y carbohidratos

La extracción se lleva a cabo con una solución alcalina según las siguientes condiciones [10].

- Agitación turbulenta (mayores detalles en sección 6.5.1)
- Temperatura: $T = 100$ [$^{\circ}C$]
- Concentración NaOH en la solución: $C_{NaOH} = 0,5$ [N] = $0,5$ [M], ya que se tiene un hidróxido.
- Relación solución alcalina/biomasa: 20 [$L_{s.a} kg_{as}^{-1}$]
- Rendimiento extracción florotaninos: $R_{extracción_f} = 3,3\%$ [$g_f \cdot g_{as}^{-1}$]
- Rendimiento extracción carbohidratos: $R_{extracción_{CH}} = 87\%$ [$g_{CH} \cdot g_{CH_{total}}^{-1}$]
- Porcentaje de proteína que queda en fase sólida: 80%
- Porcentaje de pigmentos que queda en fase sólida: 80%
- Porcentaje de lípidos que queda en fase sólida: 100%

Además, se utilizan los siguientes datos [105].

- Masa molar NaOH: $MM_{NaOH} = 40$ [$gmol^{-1}$]
- Densidad NaOH: $\rho_{NaOH} = 2,12$ [$kg m^{-3}$]

Por otra parte, en la separación posterior, se separan del proceso un porcentaje de los componentes de la biomasa. Esto, con respecto al flujo de entrada a la etapa (F_{13}):

Tabla 57: Componentes flujos 14 y 15, además del porcentaje de separación

Componente	$F_{14}[kgh^{-1}]$	$F_{15}[kgh^{-1}]$	Separación [%]
Florotaninos	71	40	64
Carbohidratos	64	438	13
Proteínas	95	24	80
Lípidos	1	0	100
Cenizas	309	0	100
Pigmentos	0,1	0	99
Agua	138	0	100

Donde se considera que los carbohidratos que siguen por el flujo 14 son los de mayor peso molecular, y luego se considera de forma proporcional el resto.

Tabla 58: Tipos de carbohidratos en el flujo 14 y 15

Carbohidratos	$F_{14} [kgh^{-1}]$	$F_{15}[kgh^{-1}]$
Alginato	5	0
Laminaran	1	0
Fucoidan	12	0
Dímero alginato	18	178
Manitol	7	68
Fucosa	1	12
Otros	19	181
Total	64	438

6.3.5 Adsorción

En esta etapa, se utilizan los siguientes datos para la resina macroporosa XAD16N, de grado alimenticio y utilizada en este proceso [10][52]:

- Constantes de Freundlich:

$$K_f = 0,02 [mg \cdot g^{-1} \cdot (Lmg^{-1})^{1/n}]$$

$$n = 0,7 [-]$$

Recordar que el modelo de isoterma de Freundlich se describe como

$$q_e = K_f \cdot C_e^{1/n} \quad (7)$$

Donde

- q_e : es la concentración de adsorbato en el adsorbente en equilibrio
- C_e : es la concentración de adsorbato en solución en equilibrio

- Rendimiento etapa de purificación:

$$R_p = 2,5 [kg_f(100kg_{as})^{-1}]$$

Este valor es un supuesto fuerte tomado en el caso base

- Eficiencia de adsorción resina:

$$E_{AR} = 80\%$$

Esta eficiencia describe la fracción de soluto que se adsorbe por unidad de resina por unidad de volumen. Este porcentaje se aumenta en un 10% del valor original para considerar el supuesto de purificación tomado en el caso base (ver ecuación 13).

- Densidad resina:

$$\rho_{resina} = 1080 [kgm^{-3}]$$

Primero, se procede a calcular la concentración de florotánicos en la solución.

$$C_{15f} = \frac{F_{15f}}{Q_{15}} \quad (8)$$

Donde,

$$Q_{15} = \frac{F_{15as}}{\rho_{as}} + \frac{F_{15s.a}}{\rho_{s.a}} \quad (9)$$

Calculando se obtiene:

$$Q_{15} = 24 [m^3h^{-1}]$$

$$C_{15f} = 1,65 [kg_fm^{-3}] = 1,65 [mg_fml^{-1}]$$

Luego, a partir de las constantes de la eficiencia de la resina, se puede calcular la concentración de florotánicos en solución luego de la adsorción.

$$C_{17f} = (1 - E_{AR})C_{15f} \quad (10)$$

Lo que resulta en:

$$C_{17f} = 0,33 [mg_fml^{-1}]$$

Luego, a partir de la isoterma de Freundlich (7), se puede calcular la concentración de la resina en equilibrio (capacidad de adsorción de la resina).

$$q_e = q_{17f} = 79,1 [mg_fg_R^{-1}]$$

Por otra parte, el flujo de florotánicos que es adsorbido corresponde a:

$$F_{17f} = E_{AR} \cdot F_{15f} \quad (11)$$

$$F_{17f} = 31,67 [kgh^{-1}]$$

Por lo tanto, el flujo requerido de resina en el proceso de adsorción se calcula como:

$$F_{16} = \frac{F_{17f}}{q_{17f}} \quad (12)$$

$$F_{16} = 400 [kgh^{-1}]$$

Luego, en la separación posterior, en la salida correspondiente al flujo 18, se pierden los florotaninos no adsorbidos y los demás componentes. En el caso de los carbohidratos, el porcentaje que no se adsorbe es del 98% $\left(\frac{F_{18CH}}{F_{17CH}} = 0,98\right)$ [10] y se considera que la corriente separa de forma proporcional los tipos de carbohidratos .

Además, se toma como supuesto que el porcentaje de proteínas y pigmentos que no se adsorben es 90% $\left(\frac{F_{18prot}}{F_{17prot}} = 0,9; \frac{F_{18pig}}{F_{17pig}} = 0,9\right)$.

6.3.6 Desorción

En esta etapa, se utiliza una solución de etanol, para desorber los florotaninos de la resina. Para ello, se utilizan los siguientes datos:

- BV: *Bed volumes*, se refiere a la razón de desorbente que hay que utilizar, dada la cantidad de resina [10]

$$BV = 16,2 [L_{ads}L_{des}^{-1}]$$

- Densidad del etanol:

$$\rho_{et} = 789 [kgm^{-3}]$$

- Densidad del agua:

$$\rho_{agua} = 1000 [kgm^{-3}]$$

- Nivel de purificación, se obtiene en base al supuesto del caso base:

$$P = \frac{q_e}{q_d} = 94,7\%$$

La eficiencia de adsorción y el nivel de purificación se obtienen a partir del supuesto del rendimiento de la purificación y el dato de rendimiento de la extracción.

$$P = \frac{R_{purificación}}{R_{extracción} \cdot E_{AR}} \quad (13)$$

Para el balance de masa, primero se calcula el volumen requerido de desorbente:

$$Q_{20} = \frac{F_{16}}{\rho_{resina}} \cdot BV \quad (14)$$

$$Q_{20} = 6 [m^3h^{-1}]$$

Luego, para obtener la cantidad de florotaninos que se desorben desde la resina, se calcula la capacidad de desorción de la resina:

$$q_d = P \cdot q_e \quad (15)$$

$$q_d = 74,95 [g_fkg_{resina}^{-1}]$$

Entonces, la concentración en la solución desorbente (que corresponde al flujo 23, debido a que en el flujo 21 va junto con la resina y la composición másica de los flujos se mantiene igual al 19) se calcula como:

$$C_{23f} = C_d = q_d \cdot \frac{F_{16}}{Q_{20}} \quad (16)$$

$$C_{23f} = 5 [kgm^{-3}]$$

A partir de la cual se puede obtener el flujo de florotaninos desorbidos:

$$F_{23f} = C_{23f} \cdot Q_{20} \quad (17)$$

$$F_{23f} = 30 [kgh^{-1}]$$

Debido a que el flujo volumétrico de solución de etanol que entra (flujo 20), es igual al que sale del equipo (flujo 21) y de la etapa (flujo 23):

$$Q_{20} = Q_{21s.etanol} = Q_{23s.etanol}$$

Lo que entrega un porcentaje de recuperación en la etapa de purificación:

$$Rec_f = \frac{F_{15f}}{F_{23f}} \quad (18)$$

$$Rec_f = 76\%$$

En cuanto los demás componentes del flujo, como se menciona anteriormente, la composición másica de carbohidratos, proteínas y pigmentos se mantiene igual entre el flujo 19 y el 21, debido a que aún no se separan entre los que quedaron adsorbidos en la resina y aquellos que se desorben.

En cuanto a la composición del flujo 23, en que ya se tienen solamente los componentes que fueron desorbidos, se tiene que:

- La concentración en el flujo 23, es decir en la desorción, corresponden al 8% de la concentración que había a la entrada de la adsorción [10].

$$C_{23CH} = 8\% \cdot C_{15CH}$$

Donde:

$$C_{15CH} = \frac{F_{15CH}}{F_{15}}$$

$$C_{15CH} = 0,018 [kg_{CH}kg_{solución}^{-1}] = 1,8\% \frac{m}{m}$$

Por lo tanto, la concentración en el flujo queda:

$$C_{23} = 0,001 [kg_{CH}kg_{solución}^{-1}]$$

Además, se considera que las corrientes mantienen la proporcionalidad de cada tipo de carbohidrato

- La cantidad de proteínas y pigmentos que se desorben de la resina, se aproxima a la purificación reportada para florotaninos [10] (que no se ocupa como dato en los flujos de florotanino debido al supuesto de purificación que se explica en la parte anterior):

$$\frac{F_{23_{proteina}}}{F_{19_{proteina}}} = \frac{F_{23_{pigmentos}}}{F_{19_{pigmentos}}} = 0,42$$

Y entonces, el flujo 23 se puede calcular de la siguiente forma:

$$F_{23} = \frac{(F_{23_{florotaninos}} + F_{23_{proteinas}} + F_{23_{pigmentos}} + F_{23_{s.etanol}})}{(1 - C_{23_{CH}})} \quad (19)$$

$$F_{23} = 4.900 [kg h^{-1}]$$

6.3.7 Concentración

Se procede a ultrafiltrar el flujo con el fin de concentrar el producto para poder secarse en el liofilizador. Para ello se asume que el permeado del flujo alcanza el 80% de la solución de alimentación en cada filtración y realizando dos filtraciones se tiene (donde el número supra índice representa el número de filtrado):

$$Q_{24}^1 = 80\% \cdot Q_{23}$$

$$Q_{25}^1 = Q_{23} - Q_{24}^1$$

$$Q_{24}^2 = 80\% \cdot Q_{25}^1$$

$$Q_{25} = Q_{25}^1 - Q_{24}^2$$

$$Q_{24} = Q_{24}^1 + Q_{24}^2$$

$$C_{25_f} = \frac{F_{25_f}}{Q_{25}} = 120 [kg m^{-3}]$$

Lo que corresponde a una concentración de sólidos igual al 13% másico

6.3.8 Secado

En esta etapa entra el concentrado de florotaninos y se aumenta la concentración hasta el 95% másico. La solución posteriormente se condensa y se reutiliza en el proceso.

6.3.9 Línea producción enzimas

La solución enzimática se obtiene a partir de la producción extracelular del hongo *Alternaria sp.* Por lo tanto, es necesario cultivar esta biomasa y así obtener las enzimas. La fermentación de los hongos requiere de medio de cultivo una solución de agua de mar artificial y alga seca. Considerando que se desea obtener biomasa pura, el medio de cultivo debe ser esterilizado antes de la fermentación. Finalmente, el caldo extracelular, que contiene las enzimas, se separa de la biomasa.

El medio de cultivo debe tener la siguiente composición: 70% volumen de agua de mar artificial, que tiene las siguientes concentraciones de sales [10]:

- $C_{NaCl} = 27,5 [kgm^{-3}]$
- $C_{MgCl_2} = 5,4 [kgm^{-3}]$
- $C_{MgSO_4} = 6,8 [kgm^{-3}]$
- $C_{KCl} = 0,7 [kgm^{-3}]$
- $C_{NaHCO_3} = 0,2 [kgm^{-3}]$
- $C_{CaCl_2} = 5,4 [kgm^{-3}]$

Lo que se resume como concentración de sales en el agua de mar artificial igual a $C_{sales} = 708 [kgm^{-3}]$

Además, como fuente carbono y nitrógeno, se debe agregar un 1,5% del medio en alga seca. Por su parte, el inóculo pre cultivado debe ser 5% del volumen total [10].

Luego, se tiene que la solución extracelular requerida para la reacción enzimática del proceso es de $4 [Lkg_{as}^{-1}]$ a una concentración de enzimas $C = 0,039 [mg_{enzima}ml_{solución}^{-1}]$ [10], lo que implica un requerimiento de flujo 5 veces mayor que el flujo reportado en la etapa de reacción enzimática, y entonces se tiene un flujo $F_8^* = FF_9 = 23.771 [kgh^{-1}]$, asumiendo densidad del agua de mar igual a la del agua, debido a que la cantidad de sal es despreciable en comparación a la solución ($QF_9 = 23,77 [m^3h^{-1}]$).

Luego, se asume que en la separación del caldo con la biomasa de fermentación corresponde a la fracción de sobrenadante ($\%Liq$) lo que implica que a la salida del fermentador se debe tener un flujo de medio igual a:

$$FF_{7_{medio}} = \frac{FF_9}{\%Liq} \quad (20)$$

Esto, debido a que se está contabilizando la solución y no la biomasa. Por lo tanto, a partir de esto, se obtiene que el flujo de agua, agua de mar y alga deben ser:

$$FF_{4_{agua}} = 6.837 [kgh^{-1}]$$

$$FF_{4_{am}} = 16.793 [kgh^{-1}]$$

$$FF_{4_{alga}} = 360 [kgh^{-1}]$$

Y entonces,

$$QF_4 = 23,93 [m^3h^{-1}]$$

Mientras que el inóculo del hongo debe ser:

$$FF_6 = 1,2 [kgh^{-1}]$$

Luego, con el propósito de conocer la cantidad de biomasa presente en el fermentador y así poder seleccionar la forma adecuada de separarla, se estudia la cinética de crecimiento del hongo. Para esto, se estiman los siguientes datos sobre el crecimiento y la producción:

- Velocidad máxima de crecimiento de los microorganismos [112]:

$$\mu_{m\acute{a}x} = 0,068 [h^{-1}]$$

- Velocidad de crecimiento que optimiza la producción de enzimas extracelulares [112]:

$$\mu_{op} = 0,031 [h^{-1}]$$

- Coeficiente de mantenimiento [112]:

$$m_s = 0,027 [gg^{-1}h^{-1}]$$

- Constante de saturación de sustrato en modelo de Monod [112]:

$$K_s = 0,025 [gL^{-1}]$$

- Rendimiento de células con respecto a sustrato consumido [112]:

$$Y_{\frac{x}{s}} = 0,6 [gg^{-1}]$$

- Tasa de producción específica de enzimas extracelulares [112]:

$$q_p = 0,0041 [gg^{-1}h^{-1}]$$

- Rendimiento de producto con respecto al sustrato consumido, fue obtenido mediante ajuste de parámetros y se encuentra dentro del orden de magnitud de producciones similares [113]

$$Y_{\frac{p}{s}} = 0,006 [gg^{-1}]$$

Luego, se supone que la cinética de crecimiento es de tipo Monod [69]

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S}{K_s + S} \quad (21)$$

Donde:

S:concentración de sustrato a la salida [kgm^{-3}]

Un balance de masa global en el fermentador continuo, donde no hay acumulación:

$$Q_e \rho_e - Q_s \rho_s = \frac{dM}{dt} = 0 \quad (22)$$

Asumiendo que la densidad de entrada y salida se mantiene constante, el flujo volumétrico de entrada y salida se puede asumir igual.

$$Q_e = Q_s = Q$$

Por otra parte, al realizar un balance de biomasa en el fermentador:

$$Qx_o - Qx + \mu xV - \alpha xV = \frac{d(xV)}{dt}$$

Donde:

x_o :concentración de biomasa a la entrada [kgm^{-3}]
 x :concentración de biomasa a la salida [kgm^{-3}]
 α :tasa de muerte de los microorganismos [h^{-1}]

Luego, se estima que la concentración de la biomasa en la entrada, es decir el inóculo, es mucho menor que la concentración a la salida y entonces se desprecia el término. A su vez, se estima que la tasa de muerte es despreciable en comparación a la tasa de crecimiento, y entonces:

$$D = \mu = \frac{Q}{V} \quad (23)$$

Donde:

D :tasa de dilución [h^{-1}]

Hay que mencionar, además que la tasa de dilución crítica (D_c) que es la máxima velocidad a la que se puede operar es la máxima velocidad de crecimiento ($D_c = \mu_{máx}$), por lo que se puede despejar la concentración de sustrato a la salida del reactor mediante la siguiente expresión:

$$S = \frac{D \cdot K_s}{D_c - D} \quad (24)$$

Considerando que el sustrato de los hongos son los carbohidratos presentes en el alga, se tiene que:

$$FF_3 \cdot \%CH_{alga} = FF_{3CH}$$

$$S_o = 6,41 [kgm^{-3}]$$

Y utilizando la ecuación 21:

$$S = 0,02 [kgm^{-3}]$$

Posterior a esto, se analiza el balance de sustrato:

$$Q \cdot S_o - Q \cdot S - \frac{\mu \cdot x \cdot V}{Y_{x/s}} - m_s \cdot x \cdot V - \frac{q_p \cdot x \cdot V}{Y_{p/s}} = 0 \quad (25)$$

Despejando la concentración de biomasa a la salida:

$$x = \frac{D(S_o - S)}{\frac{D}{Y_{x/s}} + m_s + \frac{q_p x}{Y_{p/s}}} \quad (26)$$

Y reemplazando, se obtiene:

$$x = 0,3 [kgm^{-3}]$$

$$FF_{7hongos} = x \cdot Q = 7 [kgh^{-1}]$$

Luego, se puede calcular el alga que sale:

$$FF_{7alga} = FF_{5alga} - (S - S_o) \cdot Q$$

$$FF_{7\text{alga}} = 208 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$$

Sumando ambos flujos, se obtiene la parte sólida de este:

$$FF_{7\text{sólidos}} = 215 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$$

Y entonces, ajustando el parámetro de porcentaje líquido del flujo se tiene que:

$$\%Solido = 0,9\%$$

$$\%Liq = 99,1\%$$

Finalmente, los sólidos son separados y la solución líquida se ultrafiltra para concentrarla hasta alcanzar una concentración 5 veces mayor, como se utiliza en la parte de la reacción. El concentrar la enzima, permite utilizar menor volumen y por ende tener equipos de menor tamaño y, por lo tanto, menor costo.

6.3.10 Línea recuperación de hexano

En esta línea se ultrafiltra el hexano y los lípidos con el fin de recircular el solvente y reutilizarlo en el proceso. Para esto, se asume un porcentaje de recuperación de hexano del 99% y una retención de lípidos en el concentrado igual al 95%.

6.3.11 Línea recuperación de etanol

El etanol que es recuperado en el permeado del ultrafiltro en la etapa de purificación de los florotaninos, se lleva al mezclador de la solución de etanol. Junto con esto, lo que es liofilizado también se lleva a este mezclador y de esta forma, se recircula en el proceso y se ahorran costos de operación.

6.4 SELECCIÓN DE EQUIPOS Y DIMENSIONAMIENTOS

6.4.1 Secado

Los secadores de uso industrial se pueden clasificar según el proceso de transferencia de calor: directo o indirecto. Los secadores directos o adiabáticos son aquellos en que el producto a secar se encuentra en contacto directo con los gases que retiran la humedad y por lo tanto la transferencia de calor ocurre por convección. En cambio, en los secadores indirectos, el producto se calienta por conducción al estar en contacto con una superficie a mayor temperatura. Considerando que a escala de laboratorio para este proceso se evaluó un secador de bandeja de contacto directo con el aire de secado, se utiliza este tipo de secador.

A escala de laboratorio, el secado de este proceso se lleva a cabo en las siguientes condiciones[10]:

- El material a secar son algas con un 85% de humedad (en masa).
- Alga a secar con 1 [mm] de grosor
- La temperatura de secado es de 40 [°C], temperaturas mayores dañarían el producto.

El secador a escala de laboratorio es de bandejas con un flujo de aire paralelo al material. La velocidad del aire utilizada es de $v_{aire} = 1,3 [m \cdot s^{-1}]$, lo que permite una tasa de evaporación de agua de $0,62 [kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}]$, que se encuentra dentro del rango de secado de vegetales [75].

La tasa de evaporación de agua en el secado a velocidad constante se calcula según la variación interna o según los efectos del ambiente [114]:

$$E = \frac{m}{A} \frac{dW}{dt} = -\frac{h}{\lambda} (T - T_i) \quad (27)$$

Donde:

E : tasa de evaporación [$kg_{agua} \cdot (m^2 h)^{-1}$]

m : masa seca [kg];

A : área [m^2]

W : fracción de humedad en base seca [$kg_{agua} \cdot kg_{seco}^{-1}$]

t : tiempo de secado [h]

h : coeficiente de transferencia de calor [$W \cdot (m^2 \cdot ^\circ C)^{-1}$]

λ : calor latente de vaporización del agua= 2.259,3 [$kJ \cdot kg^{-1}$] [105]

T : temperatura del aire= 40 [°C]

T_i : temperatura de bulbo húmedo= 19 [°C]

Y el coeficiente de transferencia de calor, depende principalmente de las condiciones externas, por lo que [114]:

$$h = 0,203 \cdot G^{0,8} \quad (28)$$

Donde, G : flux de aire [$kgm^{-2}h^{-1}$]

$$G = \frac{v_{aire}}{\rho_{aire}} \quad (29)$$

Donde:

v_{aire} : velocidad del aire [ms^{-1}]

ρ_{aire} : densidad del aire 1,12 [kgm^{-3}] a 40°C [105]

Considerando lo anteriormente expuesto y la sensibilidad del área a la tasa de evaporación, se determina que para este proceso se necesita un secador de bandeja con una mayor velocidad de aire para aumentar la tasa de evaporación de agua y así disminuir el área requerida. Esto es importante debido a que la cantidad de alga que se debe procesar es del orden de 10 mil toneladas, por lo que es un factor determinante que se tenga un equipo con un área factible.

Por otra parte, se determina experimentalmente una densidad de carga $P_{carga} = 1,44 [kg \cdot m^2]$ sin sobreponer la biomasa, que corresponde a la configuración que se debe colocar la materia prima en el secador.

Luego, a partir del balance de masa, se puede calcular el área total de secado. Por una parte, se tiene que se debe evaporar:

$$F_{2agua} = 6.797 [kg_{agua}h^{-1}]$$

Y, utilizando una velocidad del aire

$$v_{aire} = 3 [ms^{-1}]$$

Se obtiene:

$$E_{agua} = 1,27 [kg_{agua}m^{-2}h^{-1}]$$

Lo que resulta en un área de secado requerida igual a:

$$A_{secado} = \frac{F_{2agua}}{E_{agua}} \quad (30)$$

$$A_{secado} = 5.370 [m^2]$$

Por otra parte, considerando la densidad de carga, el espacio requerido sería

$$A_{carga} = \frac{F_1}{P_{carga}} \quad (31)$$

$$A_{carga} = 5600 [m^2]$$

A partir de la información entregada por el fabricante, se tienen que los secadores pueden llegar a un área de transferencia $A = 1.680 [m^2]$ en secadores de bandeja con una cinta transportadora [76]. Dado lo anterior, se propone que sean 4 equipos que funcionen en paralelo para lograr el área requerida.

El equipo seleccionado tiene las siguientes características:

$$L = 10[m]$$

$$B = 2[m]$$

$$H = 3[m]$$

$$P = 72,5 [kW]$$

Cabe mencionar, que otros equipos de secado podrían ser más eficientes en cuanto a uso de área, pero dado que se tenían datos experimentales de secado de bandeja se decide seguir el lineamiento. Para otro tipo de secado, se necesitarán pruebas a menor escala para poder determinar las variables de diseño a escala industrial, como sería el caso de un secador rotatorio.

El flujo de aire que utiliza el equipo se obtiene del producto del área transversal y la velocidad del aire. Con lo que se obtiene, para un equipo:

$$Q_{a_1} = 13,8 [m^3s^{-1}]$$

Y para los 4 equipos:

$$Q_{a_{total}} = 55,2 [m^3s^{-1}]$$

Luego, utilizando la densidad del aire, se obtiene:

$$F_{a_{total}} = 62,2 [kgs^{-1}] = 223.957 [kgh^{-1}]$$

6.4.2 Reducción de tamaño

Dado que el alga es secada del tamaño que es recibida en la planta, es necesario reducir su tamaño para la extracción y cada partícula de alga debe alcanzar un diámetro $d = 0,44 [mm]$ para una eficiente extracción [10]. Las algas llegan a la planta con las siguientes dimensiones: 5 [m] de largo y 5 [cm] de ancho y 10 [mm] de espesor. Por lo tanto, el tamaño del material es grande, en comparación a materiales granulados o en pellets.

Por otra parte, los equipos industriales de molienda, tienen un diámetro de partícula máximo de entrada, el cual a lo más puede ser de aproximadamente 30 centímetros [82]. Por consiguiente, se requiere incluir un cuchillo que vaya cortando la lámina de biomasa cada 30 centímetros. Esto se puede lograr debido a que el transporte entre la etapa de secado y el molino se realiza mediante una cinta transportadora, a la cual se le puede añadir cuchillas automáticas.

Luego, de alcanzar un tamaño adecuado para entrar a un equipo de molienda, este debe tener la capacidad suficiente para disminuir el tamaño de partícula al requerido. El tipo de molino a elegir depende de las características del material, es decir, su dureza, si es fibroso, elástico y/o sensible a la temperatura [53]. En el caso del alga secada, debido a que puede ser triturada con las manos su dureza en la escala de Mohs es baja (de 1 a 4), además, no es fibrosa ni elástica, pero sí es sensible a la temperatura. Por lo tanto, el mecanismo que se debe utilizar es de fricción o impacto.

Considerando lo anteriormente expuesto, se determina que el equipo adecuado para esta operación es un molino de bolas. Considerando que el volumen a tratar es $Q_3 = 1 [m^3h^{-1}]$, el tiempo de residencia debe ser corto:

$t_{res} = 15 [min]$ y el volumen de bolas debe ser del 10% del volumen del molino [115]. Además, se utiliza un factor de seguridad de 0,5. Entonces:

$$V_{molino} = V_{alga} + V_{bolas} + V_{seguridad} \quad (32)$$

$$V_{molino} = V_{alga} \cdot (1 + 10\% + 50\%) \quad (33)$$

$$V_{molino} = 0,4 [m^3]$$

Acorde a lo expuesto en esta sección, se selecciona el equipo adecuado desde catálogo [82], que es ligeramente mayor y sus dimensiones son:

$$L = 1,8 [m]$$

$$B = 0,9 [m]$$

Además, se tiene la potencia requerida por el equipo:

$$P = 18,5 [kW]$$

6.4.3 Extracción de lípidos

Debido a que escala de laboratorio se realiza la extracción de lípidos y pigmentos en un tanque con agitación y luego se centrifuga para separar la fase sólida y la fase líquida, se selecciona como equipo un mezclador decantador (*mixler-settler*). Este equipo cuenta con dos cámaras o compartimientos: el primero es un tanque con agitación donde se pone en contacto la fase sólida, es decir, las algas molidas con el solvente (hexano), para que ocurra la transferencia de masa. Por otra parte, el segundo compartimiento es un tanque (sin agitación) que permite la sedimentación de la fase sólida.

El tiempo de agitación requerido para la extracción es de 30 minutos con régimen turbulento ($t_{res} = 30 [min]$). En cuanto a la sedimentación, esta ocurre de manera casi instantánea a una velocidad estimada de $v_s = 1,36 [mh^{-1}]$ (experimental).

Dado que la planta funciona en régimen continuo, el volumen del estanque con agitación y con un factor de seguridad del 20% se puede calcular como:

$$V_{mezclado} = 1,2 \cdot (Q_4 + Q_5) \cdot t_{res} \quad (34)$$

Donde

$$Q_4 + Q_5 = \frac{F_4}{\rho_a} + \frac{F_5}{\rho_{hex}} = 12,2 [m^3h^{-1}]$$

Finalmente, utilizando una relación altura diámetro:

$$\frac{H}{D} = 1$$

Se tienen los siguientes resultados:

$$V_{mezclado} = 7,31 [m^3]$$

$$D = H = 2,10 [m]$$

$$A_{basal} = 3,48 [m^2]$$

Con respecto al sedimentador, su variable de diseño corresponde al área de sedimentación. Esta debería obtenerse a partir de un experimento en batch con curvas de altura versus tiempo, debido a que el análisis experimental de este proceso indica una sedimentación casi instantánea debido a la gran diferencia de densidades, se aproxima el área de sedimentación de la siguiente forma:

$$A_{sedimentación} = 1,5 \cdot \frac{Q_4 + Q_5}{v_s} \quad (35)$$

Lo que considera un factor de seguridad del 50%.

Y entonces:

$$A_{sedimentación} = 8,96 [m^2]$$

Luego, se comprueba que el número de Reynolds corresponda al régimen laminar, que es el adecuado para la sedimentación de este tamaño de partículas [70]:

$$Re = v_s \cdot \frac{d_{alga}}{\nu_{hex}} \quad (36)$$

Donde:

d_{alga} : diámetro de partícula 0,44 [mm]

ν_{hex} : viscosidad cinemática hexano $5 \cdot 10^{-7} [m^2 s^{-1}]$ [105]

Finalmente, las dimensiones del equipo están dadas por las siguientes relaciones y la relación de alturas que debe cumplirse [70].

$$\frac{L}{H} = 5$$

$$\frac{L}{B} = 4$$

$$1[m] < H < 2,5[m]$$

Por lo que las dimensiones finales son:

$$H = 1,5 [m]$$

$$L = 7,5 [m]$$

$$B = 1,8 [m]$$

$$V = 20,2 [m^3]$$

6.4.4 Hidrólisis de carbohidratos

Esta etapa a nivel de laboratorio se realiza en un matraz agitado, por lo que a nivel industrial se selecciona un tanque con agitación para ser el reactor enzimático. Dado

el régimen continuo y los flujos expuestos en el balance de masas, el volumen se calcula de la siguiente forma:

$$V = 1,2 \cdot Q_9 \cdot t_{rxn} \quad (37)$$

Donde el tiempo de reacción es el mayor tiempo entre las reacciones enzimáticas, correspondiente a la reacción de la fucoidanasa, y se utiliza un factor de seguridad del 20%

$$V = 61 [m^3]$$

Luego, se propone utilizar una relación diámetro y altura del tipo:

$$\frac{H}{D} = 1$$

Se obtiene:

$$D = H = 4,3 [m]$$

6.4.5 Extracción de florotaninos y carbohidratos

Considerando que esta etapa se realiza en laboratorio en un matraz con agitación, también se selecciona un tanque con agitación. Al igual que en los otros tanques, su variable de diseño es el volumen y se obtiene a partir de los flujos y el tiempo de extracción. Este último corresponde a $t_{ext} = 180 [min]$ [10], además se incluye un factor de seguridad del 20%.

$$V = 1,2 \cdot (Q_{11} + Q_{12}) \cdot t_{ext} \quad (38)$$

$$V = 88,5 [m^3]$$

Y con una relación altura diámetro:

$$\frac{H}{D} = 1$$

$$H = D = 4,83 [m]$$

$$A_{basal} = 18,3 [m]$$

6.4.6 Purificación

En esta etapa se utiliza un tanque para la adsorción, luego un clarificador para separar la resina, otro tanque para la desorción y finalmente otro clarificador para separar la resina.

Al igual que los demás tanques, su variable de diseño es el volumen:

$$V = 1,2 \cdot Q \cdot t \quad (39)$$

Donde se utiliza un factor de seguridad del 20% y los caudales utilizados para cada equipo son los siguientes:

$$Q_{ads} = Q_{15} + Q_{16} = 24,38 [m^3 h^{-1}]$$

$$Q_{des} = Q_{16} + Q_{20} = 6,37 [m^3 h^{-1}]$$

En cuanto al tiempo de adsorción, se tiene que la cinética del proceso se ajusta según un modelo de pseudo- primer orden [10], y se tiene que debe durar 9 horas, lo que indicaría una adsorción cercana al 99,9% de la concentración en equilibrio.

$$q_t = q_e - \exp(\ln(q_e) - k_1 t) \quad (40)$$

Donde,

t : tiempo de adsorción [min]

q_e^* : concentración de florotaninos en resina en equilibrio [$g_f k g_{resina}^{-1}$]

q_t^* : concentración de florotaninos en la resina en un tiempo t [$g_f k g_{resina}^{-1}$]

k_1 : constante de primer orden = 0,02 [min⁻¹]

Se considera que el tiempo de desorción es igual al de adsorción y por lo tanto [10]:

$$t_{ads} = t_{des} = 9 [h]$$

Luego, en ambos estanques se considera la proporción de altura diámetro como:

$$\frac{H}{D} = 1$$

Las dimensiones para el tanque de adsorción son:

$$V_{ads} = 262,6 [m^3]$$

$$H_{TA} = D_{TA} = 6,9 [m]$$

$$A_{basal_{ads}} = 37,8 [m^2]$$

Y para el de desorción:

$$V_{des} = 68,8 [m^3]$$

$$H_{TD} = D_{TD} = 4,4 [m]$$

$$A_{basal_{des}} = 15,5 [m^2]$$

En cuanto a los sedimentadores de las resinas, la variable de diseño es el área de sedimentación que se obtiene a partir del flujo y de la velocidad de sedimentación, además se considera un factor de seguridad del 75% [70]:

$$A = 1,75 \cdot \frac{Q}{v_s} \quad (41)$$

Se tiene que las partículas de resina tienen un diámetro

$$0,6 [mm] < d_p < 0,71 [mm]$$

Por lo que se asume un promedio:

$$d_p = 0,635 [mm]$$

Dado el tamaño de las partículas, se tiene que la velocidad de sedimentación está dada por la relación de Allen [70]:

$$v_s = 0,22 \cdot \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho} \cdot g \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{d_p}{\left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{1/3}} \right) \quad (42)$$

Donde:

ρ_p : densidad de las partículas [kgm^{-3}]

ρ : densidad de la solución [kgm^{-3}]

g : aceleración de gravedad 9,8 [ms^{-2}]

d_p : diámetro de las partículas [m]

μ : viscosidad dinámica de la solución [$kgm^{-1}s^{-1}$]

Además, dada la relación de Allen, el número de Reynolds debe encontrarse en transición, es decir.

$$2 < Re < 1.000$$

Para el caso de la separación post-adsorción, la solución está compuesta de agua e hidróxido de sodio, la densidad se obtiene mediante la concentración del NaOH y su densidad, mientras que la viscosidad se obtiene de la gráfica viscosidad vs concentración [116].

$$\rho_{s.alc} = 1.011 [kgm^{-3}]$$

$$\mu_{s.alc} = 0,0013 [kgm^{-1}s^{-1}]$$

Lo que resulta en:

$$v_s = 35,5 [mh^{-1}]$$

$$Re = 5 [-]$$

Por su parte, la desorción ocurre en una solución de etanol:

$$\rho_{s.etanol} = 810 [kgm^{-3}]$$

$$\mu_{s.etanol} = 0,002 [kgm^{-1}s^{-1}]$$

Entonces:

$$v_s = 81,8 [mh^{-1}]$$

$$Re = 6$$

Finalmente, las dimensiones para el sedimentador post-adsorción:

$$A_{sed_{ads}} = 1,2 [m^2]$$

$$H = 1 [m]$$

$$L = 5 [m]$$

$$B = 0,24 [m]$$

Y para la separación post- desorción:

$$A_{sed_{des}} = 0,14 [m^2]$$

$$H = 1 [m]$$

$$L = 2 [m]$$

$$B = 0,07 [m]$$

6.4.7 Centrífugas

Los equipos de separación correspondientes a la separación post reacción enzimática (CC-1), post extracción (CC-2) y separación de la solución enzimática de la biomasa (CD-1), corresponden a centrífugas debido a las características del material a separar. En el caso particular de las dos primeras, se determina experimentalmente la necesidad de centrifugación debido a que la decantación no resulta efectiva.

La ecuación de diseño de una centrífuga calcula el área equivalente [117], que corresponde al área que tendría un sedimentador. Sin embargo, debido a la acción de la fuerza del rotor del equipo, se logra con un equipo de menor tamaño.

$$\Sigma_{eq} = \frac{Q}{v_g} \quad (43)$$

Donde,

Σ_{eq} :área equivalente de la centrífuga [m^2]

v_g :velocidad de sedimentación bajo gravedad [$m^2 h^{-1}$]

Además, se puede calcular en forma teórica, la velocidad de sedimentación y considerando el tamaño de partículas, se tiene la relación de Stokes [70]:

$$v_g = d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_s) \cdot \frac{g}{18 \cdot \mu_s} \quad (44)$$

Donde,

d_p :diámetro de partícula [m]

ρ_p :densidad de partícula [kgm^{-3}]

ρ_s :densidad solución [kgm^{-3}]

μ_s :viscosidad de la solución [$kgm^{-1}s^{-1}$]

En cuanto al tipo de centrífuga, para las separaciones de alga de una solución acuosa, se selecciona una centrífuga clarificadora, según flujo, porcentaje de sólidos y tamaño de partícula [67]. Además, se tiene la velocidad de sedimentación experimental para ambos casos:

$$v_{g_{CC-1}} = 4,3 \cdot 10^{-4} [ms^{-1}]$$

$$v_{g_{CC-2}} = 5,8 \cdot 10^{-4} [ms^{-1}]$$

En lo que respecta a la separación de los hongos en la línea de producción de enzimas, se selecciona una centrífuga de discos, que es la adecuada para hongos

inclusive de tipo filamentoso [117][66]. Esta velocidad se debe calcular, a continuación, se muestran los datos y el resultado:

$$\rho_p = 1.070 [kgm^{-3}][118]$$

$$\rho_s = 1.000 [kgm^{-3}]$$

$$d_p = 1 \cdot 10^{-4} [m][61]$$

$$\mu_s = 0,002 [kgm^{-1}s^{-1}][117]$$

$$v_{g_{CD-1}} = 1,91 \cdot 10^{-4} [ms^{-1}]$$

En cuanto al equipo, se considera una eficiencia del 0,55 para la de discos y una de 0,7 para la clarificadora [117][118]

Considerando lo anteriormente expuesto, la Tabla 59 resume los parámetros utilizados para la selección del equipo y su área equivalente.

Tabla 59: Características de las centrifugas del proceso

Parámetro	Post-reacción [67]	Post-extracción [67]	Post-fermentación [66]
Modelo	Westefalia Modelo SA 100-36-777	Westefalia Modelo SC 120-36-777	Flottew AC-2000
$\Sigma_{eq} [m^2]$	3,7	12	$8 \cdot 10^8$
%sólidos	17% v/v	4% v/v	1% m/m
$Q [m^3 h^{-1}]$	5,7	25	24

6.4.8 Equipos de mezclado

Los equipos de mezclado son utilizados para mezclar las soluciones requeridas en el proceso: la solución alcalina de hidróxido de sodio y la solución de etanol. Además, de esta misma forma se dimensionan los tanques de mezclado de recuperación de hexano y la preparación del medio de cultivo para la fermentación de los hongos (línea de producción de enzimas).

Dado el régimen continuo del proceso, estos equipos se dimensionan a partir del flujo y del tiempo de mezclado (estimado como $t_{mezclado} = 30 [min]$), además de un factor de seguridad del 20%. Por lo que a partir de ecuación 37 y los flujos obtenidos del balance de masa, se obtienen las dimensiones de la Tabla 60.

Tabla 60: Dimensiones de tanques de agitación del proceso

Equipo / Variable	Volumen $[m^3]$	Altura = diámetro $[m]$
ME-1	12	2,5
ME-2	3	1,6
ME-3	12	2,5
ME-4	6	1,9

6.4.9 Línea producción de enzimas

En esta línea se incluye, además de un tanque de mezclado dimensionado en la sección anterior, un equipo de esterilización del medio de cultivo, el fermentador, la

centrífuga (explicada en el punto 6.4.7) y un ultrafiltro para la concentración de las enzimas.

6.4.9.1 Esterilizador

Entonces, el esterilizador se diseña como 2 intercambiadores de calor, uno que caliente y uno que enfríe, unidos por la sección de mantención. La variable de diseño de los intercambiadores es el área de transferencia [69]:

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{Ln} \cdot U} \quad (45)$$

Donde:

Q : flujo volumétrico a esterilizar $23,9 [m^3 h^{-1}]$

ΔT_{Ln} : Diferencia logarítmica de temperatura [$^{\circ}C$]

U : coeficiente global de transferencia de calor [$kW m^{-2} C^{-1}$]

La diferencia logarítmica de temperaturas se calcula como:

$$\Delta T_{Ln} = \frac{(T_{c_e} - T_{f_s}) - (T_{c_s} - T_{f_e})}{\ln\left(\frac{(T_{c_e} - T_{f_s})}{(T_{c_s} - T_{f_e})}\right)} \quad (46)$$

Donde:

T_{c_e}, T_{c_s} : Temperatura del fluido caliente a la entrada y salida respectivamente [$^{\circ}C$]

T_{f_e}, T_{f_s} : Temperatura del fluido frío a la entrada y salida respectivamente [$^{\circ}C$]

En cuanto al coeficiente global de transferencia, se calcula según la siguiente expresión [69]:

$$U = \left(\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_{ce}} + \frac{k}{B} + \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_{fe}} \right)^{-1} \quad (47)$$

Donde:

h_f : coeficiente de transmisión del calor del fluido frío

h_c : coeficiente de transmisión del calor del fluido caliente

h_{ec} : factor de ensuciamiento por el lado caliente

h_{ef} : factor de ensuciamiento por el lado frío

B : ancho de la pared

k : conductividad térmica de la pared

La esterilización consiste en llevar el medio que entra a una temperatura de $10 [^{\circ}C]$ a una temperatura de $121 [^{\circ}C]$ y luego disminuirla hasta la temperatura de operación que corresponde a $25 [^{\circ}C]$. Se utiliza un intercambiador de tubo y coraza en un sistema contra corriente, ya que es más eficiente [69]. Los servicios a utilizar serán agua para enfriar y vapor de agua para calentar, el cual será considerado como el flujo que puede generar la caldera de la planta.

El análisis se realiza primero para el enfriamiento, ya que en el calentamiento se realiza una regeneración. El calor requerido por el medio para ser enfriado es:

$$Q_{enf} = FF_4' \cdot c_{p_{medio}} \cdot \Delta T \quad (48)$$

Utilizando $c_{p_{medio}} = 4,18 [kJ \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}]$ ya que se aproxima al del agua, se obtiene:

$$Q_{enf} = -3.126 [kJ s^{-1}]$$

Luego, se calcula el coeficiente global de transferencia utilizando los siguientes datos [69]:

- La pared de acero del intercambiador tiene un ancho $B = 5 [mm]$ y una conductividad $k = 61 [Wm^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}]$
- El coeficiente de transmisión del calor del medio de cultivo y del agua de refrigeración se estiman como: $h_c = 14.000 [Wm^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}]$ y $h_f = 8.650 [Wm^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}]$ respectivamente
- El factor de ensuciamiento se aproxima al del agua de mar y destilada respectivamente, y tienen el mismo valor: $h_{ef} = h_{ec} = 11.000 [Wm^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}]$

Lo que resulta en:

$$U_{enf} = 2,2 [kWm^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}]$$

En cuanto a la diferencia de temperaturas, se asume que el agua de enfriamiento entra a $T_{f_e} = 12,33 [^\circ C]$ porque se reutiliza la del esterilizador y sale a $T_{f_s} = 30 [^\circ C]$ para luego reutilizarla en el calentamiento. Por lo que la diferencia logarítmica es:

$$\Delta T_{Ln} = -39,7 [^\circ C]$$

$$A_{enf} = 30,41 [m^2]$$

Luego, se requiere de un flujo de agua que retire el calor del medio y entonces:

$$Q = s_9 \cdot c_{pa} \cdot (T_{a_e} - T_{a_s}) \quad (49)$$

Donde: $s_9 = s_{10}$: flujo de agua de servicio a utilizar $[kg s^{-1}]$

Utilizando las temperaturas y el c_p reportados en el dimensionamiento, se obtiene:

$$s_9 = 32 [kg s^{-1}]$$

En el caso del calentamiento del medio, se asume que entra a una temperatura de $10 [^\circ C]$ (T_{medio_e}), y la temperatura de salida corresponde a $121 [^\circ C]$ (T_{medio_s}). Se utiliza como fluido de calentamiento vapor de agua a $400 [^\circ C]$ (T_{e_v}) para que la temperatura de salida sea superior al punto de saturación a la presión de operación de la caldera ($10 [atm]$), que corresponde a $180 [^\circ C]$ [119].

Primero, se realiza una integración de flujos con el agua de salida del enfriamiento anterior (s_{10}) a una temperatura $T_{a_e} = 30 [^\circ C]$ y se asume una temperatura de acercamiento igual a $T_{ac} = 10 [^\circ C]$, por lo que la temperatura de salida se calcula como:

$$\Delta T_a = (T_{m_{e1}} + T_{ac}) - T_{a_e} \quad (50)$$

Donde $T_{m_{e1}} = 10$ [°C] y entonces $\Delta T_a = -10$ [°C]

Luego de la integración, la temperatura de salida del medio se puede calcular como:

$$FF_5 \cdot c_{p_{medio}} \cdot \Delta T_{medio} = -s_{10} \cdot c_{p_a} \cdot \Delta T_a \quad (51)$$

De donde se despeja que, a la salida del precalentamiento, se tiene una temperatura:

$$T_{m_{s1}} = 64$$
 [°C]

Entonces, el medio entra al calentamiento con $T_{m_e} = 64$ [°C]. Luego, el calor requerido hasta la temperatura de esterilización es:

$$Q = FF_4 \cdot c_{p_m} \cdot (T_{m_s} - T_{m_e}) \quad (52)$$

$$Q = 1.582$$
 [kJ s⁻¹]

Luego, el servicio de calentamiento debe aportar este calor:

$$Q = s_7 \cdot (H_e - H_s) \quad (53)$$

Donde:

s_7 : flujo másico de vapor de agua $s_7 = s_8$ [kg h⁻¹]

H_e : entalpía de entrada de vapor de agua a 10 [atm] y a 400 [°C] 3,274 [kJ kg⁻¹] [119]

H_s : entalpía de salida de vapor de agua a 10 [atm] y a 200 [°C] 2.822 [kJ kg⁻¹] [119]

Y se obtiene:

$$s_8 = 3,97$$
 [kg s⁻¹]

Luego, la diferencia de temperaturas queda como:

$$\Delta T_{Ln} = 199$$
 [°C]

Y utilizando los siguientes valores para calcular el coeficiente de transferencia global [69]:

- Coeficiente de transmisión del calor para el vapor sobrecalentado y el agua de mar (medio) respectivamente:

$$h_c = 70$$
 [W m⁻² °C⁻¹], $h_f = 8.650$ [W m⁻² °C⁻¹]

- Coeficiente de ensuciamiento del vapor y del agua:

$$h_{e_c} = 19.000$$
 [W m⁻² °C⁻¹], $h_{e_f} = 11.000$ [W m⁻² °C⁻¹]

El valor del coeficiente es:

$$U_{calentamiento} = 68,4$$
 [W m⁻² °C⁻¹]

Finalmente, el valor del área de calentamiento es:

$$A_{calentamiento} = 116,4 [m^2]$$

6.4.9.2 Fermentador

Al salir de la esterilización, el medio de cultivo entra al fermentador, cuyo volumen se calcula según la ecuación 23 presentada en el balance de masa de la etapa, añadiendo un factor de seguridad del 20%:

$$V = 926,35 [m^3]$$

Luego, se decide dividir este volumen en 4 equipos, con dimensiones que cumplan la proporción:

$$\frac{H}{D} = 2$$

Debido a que los fermentadores industriales suelen tener relación altura diámetro de 2 a 3 [69]. Entonces, las dimensiones de los 4 fermentadores serán:

$$H = 10,6 [m]$$

$$D = 5,3 [m]$$

Sin embargo, la altura será aumentada por el hold-up de las burbujas provenientes de la agitación, como se explica en la sección de servicios requeridos.

6.4.9.3 Ultrafiltro

La ultrafiltración es una operación de separación sólido líquido mediante membranas. La filtración convencional utiliza un sistema en que la alimentación entra perpendicular a la membrana (*dead-end filtration*), mientras que, en la tangencial (*cross-flow filtration*), el flujo entra paralelo a la membrana. Esto, reduce la presión en la membrana, ya que se generan dos flujos y se disminuye la formación de torta y la resistencia es principalmente de la membrana. La ultrafiltración es una técnica de filtración de flujo tangencial en el medio filtrante o membrana permite separar partículas en el orden de $0,001 - 0,02 [\mu m]$, la presión es la fuerza impulsora y durante la operación se encuentra entre $100 - 500 [KPa]$, por último, el flux de permeado suele encontrarse en un orden de $10 - 200 [Lm^{-2}h^{-1}]$. En cuanto al tipo de equipo, este puede ser de placa y marcos, espiral, tubulares o de fibra hueca [61]. Para efectos de este trabajo, se consideraran equipos de ultrafiltración tubulares o fibra hueca debido a que tienen mayor área de transferencia por área de modulo y facilidad de limpieza [60].

El equipo de ultrafiltración se puede dimensionar según el modelo de polarización en película y capa gel [61][120]. El flujo de permeado (J) depende del gradiente de presión a través de la membrana (ΔP_{TM}), la concentración de soluto (C) y la velocidad de recirculación (U). La modelación del flux se puede dividir en dos zonas: (I) Aumento del flux con la presión y (II) se alcanza una presión y un flux constante. Es en esta segunda zona, donde el flux, a una velocidad de recirculación constante, dependerá exclusivamente de la concentración del soluto. Luego, considerando la región I y a partir de un balance de masa, se puede obtener una expresión para el

flux (ec. 54), que asume que hay un coeficiente de rechazo total ($\sigma = 1$), es decir, la membrana retiene todo el soluto.

$$J = k_s \ln \left(\frac{C_G}{C_B} \right) \quad (54)$$

Donde:

J : flux de permeado [Lm^2h^{-1}]

k_s : coeficiente de transferencia de masa (experimental)

C_G : concentración gel de soluto, a la que se forma la capa gel y ΔPTM límite (experimental)

C_B : concentración de soluto en el seno de la solución

Y luego a partir de un balance de masa de soluto, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{tA}{V_0} = C_{B0} \cdot \int_{1/C_B}^{1/C_{B0}} \frac{1}{J} d \left(\frac{1}{C_B} \right) \quad (55)$$

Donde:

t : tiempo de filtración

A : área de filtración

V_0 : volumen a filtrar

C_{B0} : concentración de soluto inicial en la solución

Luego, la ecuación de diseño es:

$$A = Q \cdot C_{B0} \cdot \int_{1/C_B}^{1/C_{B0}} \frac{1}{J} d \left(\frac{1}{C_B} \right) \quad (56)$$

Se encuentra en literatura, los parámetros requeridos, para una proteína de similar tamaño que las enzimas [121]:

$$k_s = 0,003 [ms^{-1}]$$

$$C_G = [2,4 kgm^{-3}]$$

Por su parte, se tiene de los balances de masa:

$$QF_9 = 24 [m^3h^{-1}]$$

$$C_{B0} = 0,039 [kgm^{-3}]$$

Y la concentración deseada:

$$C_B = 0,195 [kgm^{-3}]$$

El área requerida resulta:

$$A = 39,26 [m^2]$$

Además, dado que el sistema debe ser continuo y a los filtros se les debe realizar mantención, se agregan dos equipos adicionales.

6.4.10 Recuperación de hexano

El equipo para recuperación de hexano es un ultrafiltro, este debe ser seleccionado de tal forma que la membrana a utilizar sea adecuada para el solvente y para remover grasas, por ejemplo PDMS/PVDF [62]. Debido a que no se encuentran en literatura parámetros aproximables al sistema en estudio, se utilizará un flux promedio dentro de los utilizados para este tipo de solvente y filtro, lo que entrega un área mínima de transferencia para el equipo [61]:

$$J = 65,3 [kgm^{-2}h^{-1}]$$

Y se considera que el permeado recupera un 99% (*Rec*) de la solución de etanol y un rechazo del 95%

$$A = \frac{F_{6hex}}{J} \quad (57)$$

$$A = 111 [m^2]$$

Y para que funcione de forma continua, se añade un equipo adicional.

6.4.11 Recuperación de etanol

El etanol en estado gaseoso que sale del liofilizador, se condensa antes de juntarse con las otras corrientes. Para ello se requiere agua para que retire calor del sistema:

$$Q = F_{26et} \cdot (\lambda_{et} + h_{et}) + F_{26a} \cdot (\lambda_a + h_a) \quad (58)$$

Donde [119]:

$$\lambda_{et} = -0,85 [kJkg^{-1}]$$

$$\lambda_{ag} = -2,25 [kJkg^{-1}]$$

Y se tiene que las corrientes están a presión atmosférica y además [119]:

$$T_{26} = 120 [^{\circ}C]$$

$$T_{vap_{et}} = 78 [^{\circ}C]$$

$$T_{vap_a} = 100 [^{\circ}C]$$

$$T_{FE_1} = 25 [^{\circ}C]$$

Luego, en ese rango de temperaturas se tiene [119]:

$$c_{p_a} = 4,18 [kJkg^{-1}^{\circ}C^{-1}]$$

Y entonces la entalpía del agua:

$$h_a = c_{p_a} (T_{vap_a} - T_{26}) + c_{p_a} (T_{FE_1} - T_{vap_a}) \quad (59)$$

$$h_a = -397,67 [kJ \cdot kg^{-1}]$$

Mientras que, para el etanol, se tiene la siguiente expresión [122]:

$$c_{p_{et}} = 4,75 + 2,78 \cdot 10^{-2} \cdot T - 7,65 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 8,21 \cdot 10^{-10} \cdot T^3 \quad (60)$$

Donde la temperatura esta en grados Rankine [R] y el calor específico en unidades [BTU · lbmol⁻¹ · R⁻¹].

Luego,

$$h_{et} = \int_{T_{26}}^{T_{vap_{et}}} c_{p_{et}}(T) dT + \int_{T_{vap_{et}}}^{T_{FE1}} c_{p_{et}}(T) dT \quad (61)$$

$$h_{et} = -1.525,87 [BTU \cdot lbmol^{-1}] - 1.768,93 [BTU \cdot lbmol^{-1}]$$

$$h_{et} = -3,294,8 [BTU \cdot lbmol^{-1}]$$

Y considerando la masa molecular del etanol [105]:

$$M_{et} = 46,07 [g \cdot mol^{-1}] = 46,07 [lb \cdot lbmol^{-1}]$$

$$h_{et} = -71,52 [BTU \cdot lb^{-1}] = -166,35 [kJ \cdot kg^{-1}]$$

Y reemplazando en la ecuación 58, y asumiendo que un flujo por 22 horas, que corresponde al tiempo de operación del liofilizador, se obtiene:

$$Q = -230 [kJ s^{-1}]$$

Luego, asumiendo agua como refrigerante, los coeficientes de trasmisión del calor son los siguientes para el etanol y el agua son respectivamente: 2.200 [Wm⁻²°C⁻¹], 8.650 [Wm⁻²°C⁻¹] [69] y se asume una pared similar a la del esterilizador, y ensuciamiento por el lado del agua igual a 11.000 [Wm⁻²°C⁻¹]. Y utilizando la ecuación 47 se obtiene:

$$U = 0,68 [kWm^{-2}°C^{-1}]$$

Luego, la diferencia logarítmica de temperaturas considera el agua de enfriamiento que entra a 12,33 [°C] y sale a 15 [°C] para mantener una temperatura de acercamiento de 10 [°C].

$$\Delta T_{Ln} = -59,8 [°C]$$

Y entonces, el área del intercambiador/condensador:

$$A = 5,7 [m^2]$$

Se calcula la cantidad de agua requerida,

$$s_{11} = 4,35 [kg s^{-1}]$$

Que corresponde a un 2,3% del agua de enfriamiento de salida del reactor enzimático. Por lo que se recircula esa misma.

6.4.12 Concentración florotaninos

Considerando el balance de masa anterior y que no se tienen los parámetros exactos de la concentración gel y el coeficiente de transferencia, se estima el área de igual forma que en el ultrafiltro de hexano, utilizando un flux promedio [61].

$$J = 90 [Lm^{-2}h^{-1}]$$

Y considerando lo expuesto en el punto 6.3.7 se realizan dos operaciones seguidas, lo que resulta en:

$$A_1 = 90,6 [m^2]$$

$$A_2 = 18,1 [m^2]$$

Y se añade uno más de cada filtro, dando un total de 4 equipos de ultrafiltración.

6.4.13 Secado de florotaninos

Asumiendo una densidad de los florotaninos igual a la del floroglucinol:

$$\rho_f = 801 [kgm^{-3}]$$

Se tiene un flujo de entrada:

$$Q_{25} = 0,28 [m^3h^{-1}]$$

Y dado que el liofilizador tiene un ciclo de entre 12 y 22 horas, se asume el peor de los casos y el flujo diario es:

$$Q_{25} = 6,2 [m^3día^{-1}]$$

Y por catálogo se tiene que un equipo de liofilización cilíndrico tiene una capacidad de: $V_{batch} = 7,2 [m^3]$

Por lo que este equipo estaría sobredimensionado. A continuación, se muestran los parámetros importantes del equipo seleccionado, obtenidos a partir de una cotización ofertada por el proveedor [68]:

Tabla 61: Parámetros liofilizador [68]

Parámetro	Valor
Forma	Equipo cilíndrico horizontal con bandejas
Material cilindro	Acero inoxidable
Tiempo de secado	12 – 22 [h]
Máxima capacidad	7,2 [m ³]
Altura cilindro	3,540 [m]
Ancho cilindro	3,032 [m]
Largo cilindro	17,840 [m]
Potencia requerida	260 [kW]
Proveedor	CIMA industries Inc
Costo	1.544.400 [USD]

6.4.14 Concentración de carbohidratos

En esta etapa se concentra la solución de subproducto, para ello se selecciona un equipo de catálogo: el evaporador multiefecto. Que logra concentrar hasta 5 veces el producto. Dado que se conoce el flujo de sólidos, se tiene:

$$\frac{F_{18sólidos}}{F_{18}} \cdot 100\% = 1,9\%$$

Luego, como se aumenta en 5 veces:

$$\frac{FC_{1\text{solidos}}}{FC_1} \cdot 100\% = 9,4\%$$

Por lo tanto:

$$FC_1 = 4.860 [kgh^{-1}]$$

Y entonces,

$$FC_2 = F_{18SA} - FC_{1SA} = 18.981 [kgh^{-1}]$$

Lo anterior implica una concentración final de:

$$C_{FC1CH} = 89 [kgm^{-3}]$$

Por otra parte, el equipo seleccionado tiene los siguientes parámetros, entregados por el proveedor [88]:

Tabla 62: Parámetros evaporador multiefecto

Parámetro	Valor
Capacidad máxima de evaporación	80 [tonh ⁻¹]
Altura	11,5 [m]
Ancho	1,6 [m]
Largo	5,8 [m]
Presión de vapor	0,1 – 0,25 [MPa]
Servicio Vapor	2.960 [kgh ⁻¹]
Rango presión de vacío*	0,047 – 0,081 [MPa]
Rango de evaporación *	45 – 85 [°C]
Máxima concentración	5 veces
Usos	Lácteos, glucosa, almidón, jugo, etc.
Material	SUS304, SUS316L
Proveedor	Zhejiang Taikang Evaporator Co. Ltda
Costo	1.000.000 [USD]

* Dependen de efecto en uso.

6.5 SERVICIOS REQUERIDOS

En este anexo se calculan los servicios requeridos de electricidad (potencias de agitación y equipos que lo requieran) y de servicios energéticos, como agua de enfriamiento, vapor sobrecalentado y biomasa para combustible.

6.5.1 Potencia de agitación

Varios de los equipos dimensionados requieren agitación, por lo que se calcula la potencia requerida por el agitador de cada uno.

La potencia requerida, se obtiene del adimensional de potencia o número de potencia:

$$N_p = \frac{P_o \cdot g_c}{\rho \cdot N^3 \cdot D_i^5} \quad (62)$$

Donde:

g_c :factor de conversión 9,8 [$kg \cdot m \cdot kgf^{-1} \cdot s^{-2}$]

P_o :Potencia externa agregada por el agitador [$kgf \cdot m \cdot s^{-1}$]

N :Velocidad de rotación del impeler [$rev \cdot s^{-1}$]

D_i :diámetro del impeler [m]

ρ :densidad del fluido [kgm^{-3}]

Cabe mencionar los siguientes cambios de unidades:

$$1HP = 76 \text{ kgf} \cdot m \cdot s^{-1}$$

$$1 \text{ rev} = 2\pi \text{ rad}$$

Además, se tiene que el diámetro del impeler se obtiene con una relación del diámetro del tanque. Las medidas estándar para uso de agitadores son [69]:

$$\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$\frac{H_t}{D_i} = 3$$

$$\frac{H_i}{D_i} = 1$$

$$\frac{w_b}{D_t} = 0,1$$

$$n^{\circ}_{baffles} = 4$$

Donde:

D_t :diámetro del tanque [m]

H_t :altura del líquido [m]

w_b :ancho de las placas deflectoras [m]

$n^{\circ}_{baffles}$:número de placas deflectoras [-]

Por su parte, el número de potencia se obtiene de forma gráfica en las curvas de número de Reynolds modificado vs el adimensional. Existe un tipo de curva para cada agitador y para este trabajo se asume que se utilizan hélices marinas (excepto para el fermentador), esto debido a que los flujos son fluidos poco viscosos y de baja densidad, ya que el gran porcentaje de los flujos es agua [73]. En cuanto al fermentador, se utiliza turbina de paletas planas, debido a que el cultivo de hongos filamentosos aumenta la viscosidad y densidad del caldo, lo que requiere una turbina adecuada para eso [73].

Entonces, se debe calcular el número de Reynolds modificado:

$$Re = \frac{N \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (63)$$

Donde,

Re : número de Reynolds [–]

N : velocidad de rotación del impeler [$rad \cdot s^{-1}$]

μ : viscosidad del fluido [$kgm^{-1}s^{-1}$]

Dado que la agitación a escala de laboratorio se coloca en exceso para mantener una agitación completa y turbulenta, se decide determinar la agitación adecuada tal que el régimen sea turbulento. Según los gráficos disponibles en la literatura [69], esto sucede a un Reynolds igual a $1 \cdot 10^6$, y asumiendo la densidad y viscosidad del agua, la velocidad de agitación se puede aproximar a $1 [rev \cdot s^{-1}]$.

En el caso del mezclador decantador, que requiere agitación en la parte del mezclador, y dado que el fluido corresponde a hexano, que es menos viscoso, la potencia es casi despreciable al considerar el Reynolds mencionado anteriormente, por lo que se asume un Reynolds de un orden de magnitud mayor (que sigue estando en el gráfico en el mismo número de potencia). A raíz de esto, se utiliza:

$$N = 1,36 [rev \cdot s^{-1}]$$

En el caso de la extracción alcalina, adsorción y desorción, se utiliza $N = 2 [rev \cdot s^{-1}]$ debido a que, dado que debe ocurrir una transferencia de masa, además de solo agitar, se da un factor de seguridad de 2. En el caso de la extracción de grasas con hexano no se requiere el factor de seguridad, ya que está considerado al aumentar un grado de magnitud del número de Reynolds.

Por otra parte, el número de agitadores que debe tener el tanque está dado por la siguiente relación:

$$\frac{H_l - D_i}{D_i} > N^{\circ}_{impelers} \geq \frac{H_l - 2D_i}{D_i}$$

Y el espaciamiento entre impelers (l_i) esta dado por:

$$D_i < l_i < 2D_i$$

Considerando que todos los tanques, excepto el del fermentador tienen proporciones de altura y diámetro igual a las dimensiones estándar:

$$H_t = D_t$$

La relación para el número de impelers queda como:

$$\frac{H_l - \frac{H_l}{3}}{\frac{H_l}{3}} = 2 > N^{\circ}_{impelers} \geq 1 = \frac{H_l - \frac{2}{3}H_l}{\frac{H_l}{3}}$$

Por lo tanto, tienen solamente un impeler.

En cuanto al fermentador:

Haciendo un cálculo similar, pero para la relación

$$H_t = 2D_t$$

Resulta en que debe tener dos impellers, cuyo rango de separación debe ser:

$$2,5 < l_i < 5$$

Luego, la potencia calculada se debe multiplicar por el número de impellers:

$$P_{o_{total}} = N^{\circ}_{impellers} \cdot P_o \quad (64)$$

Además, el no tener la configuración $H_t = D_t$, se debe aplicar el siguiente factor de corrección:

$$F_c = \sqrt{\frac{\left(\frac{D_t}{D_i}\right)^* \left(\frac{H_t}{D_i}\right)^*}{\frac{D_t}{D_i} \frac{H_t}{D_i}}} \quad (65)$$

Donde los valores con asterisco corresponden a las dimensiones reales y las sin asterisco corresponden a las dimensiones estándar.

$$\left(\frac{D_t}{D_i}\right)^* = 3; \left(\frac{H_t}{D_i}\right)^* = 6$$

Entonces,

$$F_c = 1,4$$

Por otra parte, dado que produce una especie de hongo, es necesario aplicar aireación para el correcto crecimiento de la biomasa, lo cual disminuye la potencia que debe ser aplicada. Para ello, se asume que la tasa específica de aireación es igual a 0,4 *vvm* [123]. Donde *vvm* corresponde a volúmenes de aire por volumen de líquido por minuto.

$$vvm = \frac{F_{aire}}{V_{líquido}} \quad (66)$$

Y, considerando que en la fermentación se utiliza un factor de seguridad (*FS*):

$$V_{líquido_{total}} = \frac{V_{fermentador}}{FS} = 772 [m^3]$$

Pero son 4 equipos, por lo tanto, cada fermentador tiene un volumen de líquido:

$$V_{líquido} = 193 [m^3]$$

Luego para cada uno se tiene:

$$F_{aire} = 77,2 [m^3 \text{min}^{-1}]$$

Y así, considerando el área transversal del fermentador:

$$A = 22[m^2]$$

Se obtiene una velocidad de aire igual a:

$$v_s = 352 [cm \cdot mín^{-1}]$$

Valor que se encuentra dentro del rango usado en la industria [123].

Considerando lo anterior, se calcula la altura en que las burbujas tienen a arrastrar cierto volumen de líquido. Esta se denomina Hold-up:

$$H_o[\%] = \left(\frac{P_o}{V}\right)^{0,4} v_s^{0,5} \quad (67)$$

Donde:

$\frac{P_o}{V}$: potencia por unidad de volumen del sistema sin gasificar [$HP \cdot m^{-3}$]

v_s : velocidad lineal del aire en el tanque vacío [$m \cdot h^{-1}$]

Se tiene:

$$\frac{P_o}{V} = 0,94 [HPm^{-3}]$$

Y entonces:

$$H_o = 14\%$$

Luego, la nueva altura de los fermentadores es:

$$H^* = 12 [m]$$

Por último, se calcula la nueva potencia P_G , debido que, al agregar agitación, esta disminuye. La relación P_G/P_o se obtiene gráficamente desde el número de aireación:

$$N_a = \frac{F_{aire}}{N \cdot D_i^3} \quad (68)$$

$$N_a = 0,0375 [-]$$

Y entonces gráficamente, considerando la curva de una turbina con número de potencia 8, se obtiene:

$$\frac{P_G}{P_o} = 0,76$$

Lo que resulta en una potencia de agitación con gas, para cada fermentador:

$$P_G = 103 [kW]$$

A continuación, se presentan los parámetros utilizados para los cálculos anteriormente expuestos y para todos los tanques de agitación

Tabla 63: Parámetros utilizados en los cálculos de potencia

Equipo	μ [$kg(ms)^{-1}$]	ρ [kgm^{-3}]	N [$rev \cdot s^{-1}$]
MD-1	0,0003	699	1,3
RE-1	0,001	1034	2,0
TE-1	0,001	1019	2,0
TA-1	0,001	1011	2,0
TD-1	0,002	810	2,0
FE-1	0,002	1000	1,0
ME-1	0,001	1011	1,0
ME-2	0,002	810	1,0
ME-3	0,002	1000	1,0
ME-4	0,0003	699	1,3

En la siguiente Tabla se detallan los resultados de las dimensiones respectivas al sistema de agitación para cada tanque:

Tabla 64: Dimensiones del sistema de agitación para los tanques

Equipo	D_i [m]	w_b [m]	n° baffles
MD-1	0,7	0,2	4
RE-1	1,4	0,4	4
TE-1	1,6	0,5	4
TA-1	2,1	0,6	4
TD-1	1,5	0,4	4
FE-1	1,7	0,5	4
ME-1	0,8	0,2	4
ME-2	0,5	0,1	4
ME-3	0,8	0,2	4
ME-4	0,6	0,2	4

Finalmente, la potencia total de los agitadores se presenta en la siguiente Tabla:

Tabla 65: Potencias de agitación en los equipos del proceso

Equipo	P [kW]	N° equipos	P_{total} [kW]
MD-1	0,2	1	0,2
RE-1	36,4	1	36,4
TE-1	66,1	1	66,1
TA-1	253,4	1	253,4
TD-1	34,6	1	34,6
FR-1	135,6	4	542,5
ME-1	0,4	1	0,4
ME-2	0,1	1	0,1

ME-3	0,4	1	0,4
ME-4	0,2	1	0,2

A partir de las potencias obtenidas, se puede calcular el requerimiento total de la planta:

$$P_{agitación} = 934,3 \text{ [Kw]}$$

En cuanto a la potencia requerida por los otros equipos, los valores se obtienen a partir de los catálogos o cotizaciones del fabricante o proveedor y se muestran en la Tabla 66:

Tabla 66: Potencias de los equipos sin agitación

Equipo	P [kW]	Nº equipos	P _{total} [kW]	Referencia
SB-1	72,5	4	290,0	[76]
MB-1	18,5	1	18,5	[82]
CC-1	44,1	1	44,1	[67]
CC-2	60,0	1	60,0	[67]
CD-1	37,0	1	37,0	[66]
UF-1	15,8	2	31,7	[120]
UF-2	52,3	2	104,6	[120]
UF-3	30,4	2	60,9	[120]
CT-1	7,5	2	15	[124]
LF-1	260	1	260	[68]

En el caso de los ultrafiltros, se calcularon a partir de la siguiente expresión:

$$P_{UF} = Q_{permeado} \cdot 2,5 \text{ [kWhm}^{-3}\text{]}$$

En que la potencia por volumen de permeado se calculó como el promedio que tienen estos equipos [120].

Por lo tanto, el valor de potencia eléctrica total requerida, considerando la por agitación de tanques y por los equipos de la Tabla 66 es:

$$P_{total} = 1.856 \text{ [kW]}$$

6.5.2 Requerimientos energéticos

Un balance de energía (E) se escribe como:

$$\frac{dE}{dt} = E_{entra} - E_{sale} + E_{genera} - E_{consume} \quad (69)$$

La entrada y salida consideran la energía interna, potencial, cinética, mientras que la generación y consumo de energía se representan como trabajo o calor. Por lo tanto, la energía del sistema es:

$$\Delta E = F_e(U + E_c + E_p) - F_s(U + E_c + E_p) + Q - W \quad (70)$$

Donde:

E : variación de energía en el sistema [$kJ \cdot h^{-1}$]
 F_e, F_s : masa de entrada y salida del sistema [$kg \cdot h^{-1}$]
 U : energía interna [$kJ \cdot kg^{-1}$]
 E_c : energía cinética [$kJ \cdot kg$]
 E_p : energía potencial [$kJ \cdot kg^{-1}$]
 Q : trabajo neto del sistema [$kJ \cdot h^{-1}$]; $Q = Q_s - Q_e$
 W : trabajo neto del sistema [$kJ \cdot h^{-1}$]; $W = W_s - W_e$

Además, se tiene que la entalpía se relaciona con la energía interna [119]:

$$H = U + PV \quad (71)$$

Donde:

H : entalpía [$kJ \cdot kg^{-1}$]

P : presión [Pa]

V : volumen [m^3]

Luego,

$$dH = dU + d(PV)$$

Y en un reactor continuo perfectamente agitado, la variación de la presión y el volumen es despreciable, por lo tanto:

$$H = U$$

La entalpía por componente se escribe como:

$$H_i = H^\circ + \int_{298}^T c_{pi} \cdot dT \quad (72)$$

Donde:

H_i : entalpía componente i a temperatura T

H° : entalpía de formación estándar del componente i (298 [K], 1 [atm])

c_{pi} : calor específico del componente i

T : temperatura [K]

Finalmente, cada equipo del proceso se considera como un sistema abierto con cambios en la energía potencial y cinética despreciables. Por otra parte, al estar en estado estacionario (continuo perfectamente agitado), la variación de energía debe ser nula. A partir de lo anterior se obtiene el siguiente balance general por equipo:

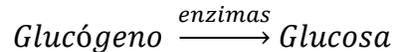
$$0 = F_e \cdot H_e - F_s \cdot H_s + Q - W \quad (73)$$

Considerando las temperaturas de corrientes mostradas en el balance de masas, se puede observar que la gran parte de las corrientes salen y entran a la misma temperatura ($T_{ambiente} = 20 [^{\circ}C]$) y entonces, la energía de entrada igual a la de salida. Suponiendo que los equipos y el piping estarán hechos de un material que permita mantener un sistema teóricamente adiabático, además de mantener la planta calefaccionada a esa temperatura, se considera que solo algunos equipos

tienen un requerimiento energético significativo. A continuación, se muestran los análisis de requerimiento energético de estanques:

6.5.2.1 Reactor enzimático:

Este equipo opera a 25°C , pero dado que ocurre una reacción, hay cambios de entalpía que deben ser analizados. Como se menciona en la sección anterior, las reacciones que ocurren involucran polisacáridos hidrolizándose a carbohidratos de menor tamaño. Dado que no se encuentran disponibles todas las entalpías correspondientes a dichos reactantes y productos, se hace la siguiente aproximación:



En que se consideran que todos los polisacáridos a degradar son glucógeno y los productos son glucosa. Esto se sustenta en que la entalpía de polisacáridos como la celulosa, el almidón y el glucógeno son similares, por lo que se estima que el alginato, el laminaran y el fucoidan también serán similares.

Entonces, los datos a utilizar son los siguientes [69]:

- $h_{\text{glucógeno}} = -17.530,1 \text{ [kJ} \cdot \text{gmol}^{-1}\text{]}$
- $h_{\text{glucosa}} = -2805 \text{ [kJ} \cdot \text{gmol}^{-1}\text{]}$
- $MM_{\text{glucógeno}} = 5.404.800 \text{ [g} \cdot \text{mol}^{-1}\text{]}$
- $MM_{\text{glucosa}} = 180,16 \text{ [g} \cdot \text{mol}^{-1}\text{]}$
- $F_7_{\text{glucógeno}} = F_7_{\text{alginato}} + F_7_{\text{laminaran}} + F_7_{\text{fucoidan}} = 453 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $F_7_{\text{glucosa}} = F_7_{\text{otros}} = 50 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $F_9_{\text{glucógeno}} = F_9_{\text{alginato}} + F_9_{\text{laminaran}} + F_9_{\text{fucoidan}} = 20 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $F_9_{\text{glucosa}} = F_9_{\text{acidoGM}} + F_9_{\text{manitol}} + F_9_{\text{fucosa}} + F_9_{\text{otros}} = 483 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $c_{p_{\text{alga}}} = 1,5 \text{ [kJkg}^{-1}\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}\text{]}$
- $F_7_{\text{alga}} = 1.189 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $F_8 = F_{9_{s.\text{enzimas}}} = 4.754 \text{ [kgh}^{-1}\text{]}$
- $c_{p_{s.\text{enzimas}}} \sim c_{p_{\text{agua}}} = 4,19 \text{ [kJkg}^{-1}\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}\text{]}$
- $T_e = 20[^{\circ}\text{C}]$
- $T_s = 25[^{\circ}\text{C}]$

Luego, asumiendo que el trabajo del agitador no se disipa en forma de calor, se tiene el siguiente balance:

$$Q = -F_e \cdot H_e + F_s \cdot H_s + H_{rxn}$$

Donde la entalpía de reacción se calcula como:

$$H_{rxn} = H_{productos} - H_{reactantes} \quad (74)$$

$$H_{producto} = \frac{h_{glucógeno}}{MM_{glucógeno}} \cdot F_{7_{glucógeno}} + \frac{h_{glucosa}}{MM_{glucosa}} \cdot F_{7_{glucosa}} \quad (75)$$

Y de forma análoga se obtiene la entalpía para los reactantes, pero con los flujos correspondientes a la salida (9). Lo que resulta en:

$$H_{rxn} = -1,87 [kJ \cdot s^{-1}]$$

En cuanto a la otra expresión se tiene que:

$$F_s H_s - F_e H_e = (F_{7_{alga-CH}} \cdot c_{p_{alga}} + F_8 \cdot c_{p_{s.enzimas}}) \cdot (T_s - T_e) = 30,1 [kJ s^{-1}]$$

Finalmente, reemplazando en la ecuación de calor, resulta:

$$Q = -1.841,3 [kJ s^{-1}]$$

Por lo tanto, el reactor requiere una chaqueta enfriadora que retire este flujo de calor. Para calcular el flujo de agua de enfriamiento, se considera una chaqueta que rodee el tanque:

$$A_{chaqueta} = \pi \cdot D \cdot H = 60 [m^2]$$

Además, se considera el coeficiente global calculado en el enfriamiento del esterilizador:

$$U_{enf} = 2,2 [kW m^{-2} \text{ } ^\circ C^{-1}]$$

Por otra parte, el reactor debe mantenerse a 25°C, por lo que en el cálculo intercambio de calor se utiliza la diferencia de temperatura aritmética:

$$\Delta T_{arit} = \frac{2T_{reactor} - (T_{agua_e} + T_{agua_s})}{2} = \frac{-Q}{U \cdot A} \quad (76)$$

Lo que resulta en:

$$\Delta T_{arit} = 13,8 [^\circ C]$$

Y entonces, considerando que $T_{agua_e} = 10 [^\circ C]$ el agua sale a:

$$T_{agua_s} = 12,33 [^\circ C]$$

Por lo tanto, a partir de la ecuación:

$$Q = s_1 \cdot c_{p_a} \cdot (T_{a_e} - T_{a_s}) \quad (77)$$

Donde:

$s_1 = s_2$: flujo másico de servicio de agua fría [$kg s^{-1}$]

Se tiene que:

$$s_1 = s_2 = 188,6 [kg s^{-1}]$$

6.5.2.2 Tanque de extracción

El tanque de extracción alcalina opera a 100 [°C], por lo que se debe calcular el requerimiento de vapor de agua para mantener los flujos a esa temperatura. El calor requerido se calcula como:

$$Q = F_{11} \cdot c_{p_{alga}} \cdot \Delta T_{alga} + F_{12} \cdot c_{p_{s.alcalina}} \cdot \Delta T_{s.alcalina} \quad (78)$$

Y se tiene que

- $F_{11} = 1.180 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$
- $c_{p_{alga}} = 1,5 \text{ [kJ kg}^{-1}\text{°C}^{-1}\text{]} \text{ [125]}$
- $F_{12} = 23.841 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$
- $c_{p_{s.alcalina}} = 4,12 \text{ [kJ kg}^{-1}\text{°C}^{-1}\text{]} \text{ [105]}$

En cuanto a la temperatura, se tiene que el alga viene a 25 [°C] y la solución a la temperatura ambiente 20 [°C], entonces:

$$\Delta T_{alga} = 100 - 25 = 75[\text{°C}]$$

$$\Delta T_{s.alcalina} = 100 - 20 = 80[\text{°C}]$$

Por lo tanto:

$$Q = 2,22 \text{ [kJ s}^{-1}\text{]}$$

Luego, se necesita una chaqueta calefactora y considerando el coeficiente global de transferencia calculado en el calentamiento del esterilizador

$$U = 68,3 \text{ [W m}^{-2}\text{°C}^{-1}\text{]}$$

Y el área externa del equipo:

$$A = 73 \text{ [m}^2\text{]}$$

Se obtiene: $\Delta T_{arit} = -0,44[\text{°C}]$

Y asumiendo que se utilizara el vapor de salida del esterilizador:

$$T_{v_e} = 200 \text{ [°C]}$$

Lo que resulta en $T_{v_s} = 195 \text{ [°C]}$ y por consiguiente, el flujo másico requerido de vapor es:

$$s_3 = s_4 = 0,22 \text{ [kg s}^{-1}\text{]}$$

Y como es una cantidad mucho menor a la disponible desde el esterilizador, no es necesario generar mayor vapor que el anterior.

Posteriormente, la corriente a 100°C se puede enfriar con el agua de enfriamiento de la salida del reactor enzimático, que se encuentra a 10°C. Luego, el calor que se debe retirar es:

$$Q = (F_{13_{alga}} \cdot c_{p_{alga}} + F_{13_{s.alcalina}} c_{p_{s.alcalina}}) \cdot \Delta T \quad (79)$$

$$Q = -2,1 [kJ s^{-1}]$$

Y utilizando una milésima parte del agua fría a 11°C se puede retirar este calor aumentando 1,2 [°C].

6.5.2.3 Fermentador

El balance de energía en el fermentador, asumiendo que el trabajo del agitador no se disipa en forma de calor, es el siguiente:

$$Q = -F_e \cdot H_e + F_s \cdot H_s + H_{ferm} \quad (80)$$

Donde el tercer término se calcula como:

$$H_{ferm} = h_{biomasa} \cdot MM_{biomasa} \cdot F_{biomasa} \quad (81)$$

Y como la corriente viene del esterilizador y se opera a 25 [°C]

$$T = T_e = T_s = 25 [°C]$$

Se tiene:

$$F_s H_s - F_e H_e = \left((FF_{7_{alga}} - FF_{5_{alga}}) c_{p_{alga}} + (FF_{7_{medio}} - FF_{5_{medio}}) c_{p_{medio}} \right) T$$

Los datos faltantes son [69]:

- $MM_{biomasa} = 26 [g \cdot mol^{-1}]$ [69]
- $h_{biomasa} = -522 [kJ mol^{-1}]$ [69]
- $c_{p_{medio}} \sim c_{p_{agua}} = 4,1p [kJ kg^{-1} °C^{-1}]$

Se obtiene:

$$Q_{total} = -32 [kJ s^{-1}]$$

Luego, en un fermentador se tiene un cuarto del calor total:

$$Q = -8 [kJ s^{-1}]$$

Por lo que se necesita una chaqueta enfriadora en el equipo. Luego, debido a que el área externa es muy grande, la diferencia de temperatura logarítmica entrega un valor muy pequeño y por consiguiente la temperatura de salida sobrepasa los 25°C, por lo que se decide utilizar un serpentín interno que enfríe, pero con una menor área de transferencia. Entonces, imponiendo una temperatura de acercamiento igual a 10°C, se asume que la salida de agua tiene una temperatura $T_{a_s} = 15 [°C]$ y la entrada $T_{a_e} = 12,3 [°C]$, debido a que se integra el agua de refrigeración. Dado lo anterior, el flujo requerido es:

$$s_5 = s_6 = 2,9 [kg s^{-1}]$$

Y el área del serpentín debe ser igual a:

$$A_{serpentín} = 0,2 [m^2]$$

Suponiendo que el coeficiente de transferencia de calor tiene un menor ensuciamiento y por lo tanto $U = 1 [kWm^{-2}C^{-1}]$.

6.5.3 Biomasa

La caldera debe generar el calor suficiente para producir el vapor de agua requerido, este calor es la diferencia de entalpías:

$$Q = s_7 \cdot (H_e - H_s) \quad (82)$$

Donde la entalpía de entrada es a 10 atm y 200°C y la salida es a 10 atm y a 400°C, esto debido a que se considera una regeneración del vapor utilizado.

Luego, considerando una eficiencia de la caldera del 80%, se tiene que:

$$Q_{caldera} = s_7 \cdot \frac{H_e - H_s}{80\%} \quad (83)$$

Por lo tanto:

$$Q_{caldera} = 1.977,5 [kJ s^{-1}]$$

Luego, la biomasa a utilizar, corresponde a residuos forestales, los cuales tienen una capacidad calorífica $C_{biomasa} = 15.000 [kJ kg^{-1}]$ [65]. Por lo tanto, la biomasa requerida es:

$$F_{biomasa} = 474,6 [kg s^{-1}]$$

6.6 CONSIDERACIONES LAYOUT

Para la construcción del layout se consideró la normativa chilena vigente, dada por el Decreto Supremo DS48 (sobre calderas) vigente desde el año 1984 y el Decreto 594 que aprueba el reglamento sobre condiciones sanitarias y ambientales en lugares de trabajo, publicado el año 2000.

En cuanto a la caldera, se establece que esta debe estar a por lo menos un metro de otras instalaciones artículo 9, Título IV, en una sala exclusiva de calderas y con espacio y ventilación suficiente para operar el equipo. Se coloca la caldera en una zona alejada de la planta y a un mínimo de 6 metros de otras construcciones.

Por otra parte, el decreto 594 determina el número de baños considerando el número de trabajadores por turno. Según el organigrama mostrado en la parte del OPEX, la planta cuenta con un total de 179 trabajadores, de los cuales 15 tienen horario administrativo y 41 turnos rotativos, por lo tanto, el número máximo de trabajadores por turno es al horario administrativo y corresponde a 56 empleados. Según el decreto, se debe tener un mínimo de 2 lavamanos, 2 escusados y 3 duchas separados por género. Sin embargo, dado el tamaño de la planta se consideran 2 instalaciones de servicios higiénicos de 6 por 6 metros cada una ($36 [m^2]$), considerando el requerimiento mínimo para cada género, por lo que se cumple la legislación.

Se consideran las dimensiones de los equipos expuestos en la sección de dimensionamientos y se incluyen las distancias de seguridad en una planta de procesos químicos [126]:

- Distancia entre tanques verticales: 3,1 [m]
- Distancia entre intercambiadores de calor: 1,2 [m]
- Distancia entre equipos principales: 9 [m]
- Distancia de equipos principales a paredes: 9 [m]
- Caminos interiores de mínimo 6 [m] de ancho y dos sentidos

Además, en el caso del fermentador, se considera un ancho extra, para colocar una tubería/fosa que contenga el contenido biológico en caso de derrame $D = 1,1 [m]$.

En cuanto a las bodegas, para estimar el tamaño, se consideró el flujo volumétrico mensual. En el caso de las oficinas, se consideró una oficina personal para el gerente general, los subgerentes de operaciones y de calidad y el prevencionista. Además, se consideraron oficinas compartidas para los administrativos restantes por área. Respecto a los cargos de laboratorio, estos tienen su lugar de trabajo en el laboratorio de calidad. En lo que se refiere al casino, se consideró un área exclusiva para este fin, aledaño a los sectores recreativos. Por otra parte, se consideró un lugar de descanso y guardarrope cercano a la planta para los operarios. Finalmente, se incluyó área sin construir para futuras construcciones de la planta. La Tabla 67, resume los resultados sobre los espacios del layout.

Tabla 67: Áreas del layout, se muestran algunas de las áreas, el total incluye otras (no es la suma)

Sector	Área [m ²]
Oficinas	68
Salas reuniones	40 (2)
Secadores	396
Laboratorio	50
Bodega alga fresca	1.110
Bodega insumos solidos	380
Bodega solventes	110
Bodega productos	100
Servicios higiénicos	36 (2)
Casino	72
Sectores equipos	4.606
Total planta	13.800

A partir del tamaño de las instalaciones se puede estimar la iluminación requerida: según el decreto 594, artículo 103, la iluminación expresada en lux es:

- 150 [lx] Para pasillos, bodegas, salas de descanso, comedores, servicios higiénicos, salas de trabajo con iluminación suplementaria sobre cada máquina o faena, salas donde se efectúen trabajos que no exigen discriminación de detalles finos o donde hay suficiente contraste.
- 300 [lx] Para trabajos prolongados con requerimiento moderado sobre la visión, trabajo mecánico con cierta discriminación de detalles, moldes en fundiciones y trabajos similares.

Luego, considerando las áreas indicadas en la Tabla 68 y una fuente de iluminación halógena para el laboratorio y fluorescente para el resto se obtiene:

Tabla 68: Electricidad requerida por iluminación por área

Área	Electricidad Anual [kW]
Laboratorio	5.880
Oficinas y salas reuniones	7.392
Casino	1.512
Baños	756
Planta	217.560

6.7 COSTO EQUIPOS Y TERRENO

Las estimaciones del costo de los equipos que no fueron obtenidos desde el proveedor, se obtuvieron mediante la siguiente fórmula [73]:

$$Costo_A = Costo_B \cdot \left(\frac{Capacidad_A}{Capacidad_B} \right)^e \cdot \frac{CEPCI_A}{CEPCI_B} \quad (84)$$

Donde e : es el exponente y depende del tipo de equipo, por lo general es 0,6.

Cabe mencionar que el costo de los sedimentadores (SE-1, SE-2) no aparecen en la Tabla 28 debido a que al ser dimensiones tan pequeñas se considera su valor dentro del costo del piping (Tabla 29).

Por otra parte, en la evaluación económica, se utilizan los siguientes datos, debido a que algunas cotizaciones se encontraban en diferentes monedas.

- $CEPCI_{2017} = 624$
- $GBP = 1,325 USD$
- $EUR = 1,17 USD$
- $CLP = 649,35 USD$

En el caso de los equipos de ultrafiltración se utilizó una aproximación [84] de costo por metro cuadrado de área de membrana de ultrafiltración (fibra hueca o espiral):

$$Costo = \frac{950 GLB}{m^2_{membrana}}$$

Donde el costo está en libras y el precio es del año 1997 ($CEPCI_{1997} = 387$), por lo que haciendo el cambio de moneda y actualizando con el CEPCI, resulta:

$$Costo = 2.030 \frac{USD}{m^2}$$

Por otra parte, los precios de los intercambiadores de calor y de la cinta transportadora fueron aproximados desde Matches®, que está en base al año 2014, se utiliza $CEPCI_{2014} = 576$.

En base a lo expuesto en el layout, el área del terreno total es de 1,38 hectáreas y utilizando el precio de terreno en la zona industrial de Puerto Montt $165 \left[\frac{USD}{m^2} \right]$ [90] se tiene que el costo de inversión por terreno es igual a:

$$2.276.814 [USD]$$

6.8 ORGANIGRAMA Y SUELDOS

Gerencia general

Gerente general: (Estudios de posgrado) Se encarga de la administración general de la empresa. Realiza funciones de gestión, control y toma de decisiones estratégicas, en conjunto con ser el contacto entre las diferentes áreas de la empresa y el vínculo entre los socios del directorio (inversionistas) y la empresa.

Asistente gerente general: (Técnico) Apoya al gerente general en la organización y comunicación con las demás áreas.

Área de operaciones

Subgerente de operaciones: (Ingeniería de procesos) Toma de decisiones estratégicas sobre el área de operaciones, en conjunto con las otras subgerencias y gerencia general. Supervisa la producción general de la planta y el cumplimiento del programa de producción. Además, debe organizar y liderar al equipo de trabajo que tiene a su cargo, planificando sus funciones y tareas. Coordina el cumplimiento de los estándares de calidad junto al área de control de calidad. Por último, debe realizar informes de gestión a la gerencia general informando los registros de los indicadores definidos (producción, ausentismo de personal, estadísticas, etc.).

Jefe de producción: (Ingeniería de bioprocesos) Toma decisiones tácticas sobre la producción de la planta. Debe supervisar, controlar y administrar al personal a su cargo (operarios) y gestionar los recursos materiales (inventario, equipo y tecnología de la información) que se requieren para fabricar el producto. Además, es su responsabilidad el control y supervisión de la producción, así como la tasa de producción.

Jefe de mantención: (Ingeniería mecánica) Encargado de diseñar y controlar el plan de mantenimiento de la planta, incluyendo equipos, maquinaria y servicios. Toma decisiones tácticas en relación a fallas recurrentes en el proceso productivo, implementando mejoras a mediano y largo plazo (plan de mejora continua).

Jefe de bodega: (Ingeniería industrial) Gestiona y optimiza la planificación de inventario a nivel táctico. Coordina la recepción de materiales (planta, importaciones y terceros) y el despacho del producto hacia los diferentes clientes. Además, debe gestionar el personal a su cargo (operarios de bodega). Debe mantener actualizados y controlar el inventario de bodega.

Jefe de turno: (Ingeniería ejecución) Gestiona, supervisa y dirige a los operarios del área de operaciones. Es la máxima autoridad en la planta fuera del horario administrativo.

Operarios de producción: (Técnico nivel medio) Apoyar en la fabricación de producto. Manejo de equipos y maquinaria. Los operarios del área de caldera, deben tener capacitación en dicha maquinaria. Se necesitan 1 operario por sector de pretratamiento, extracción y purificación y 2 operarios por sector de fermentación y caldera; además de 1 operario extra que apoye en las áreas que no son calderas. Por lo tanto, abran 8 operarios de producción por turno.

Operarios de secado: (Educación media) Apoya en la carga de la materia prima en el área pre y post secado. Se necesitan 20 operarios en el área de pre-secado y 5 en el área post-secado, por lo que abran 25 operarios de secado por turno.

Electromecánico: (Técnico en electromecánica) Efectúa las tareas de mantenimiento asignadas por su jefatura. Realiza las mantenciones planificadas de los equipos y maquinaria en planta, así como colaborar o supervisar trabajos de mantenimiento encargados a empresas externas. Además, debe realizar todas las mantenciones y reparaciones no planificadas que sean necesarias para el buen funcionamiento de la planta, incluyendo la configuración y revisión de los paneles de control (PLC).

Operario bodega: (Educación media) realiza la preparación de pedidos, recepción de mercaderías, almacenamiento, despacho de productos, entre otros. Se encargan también del transporte de materiales dentro de la planta. Se necesitan 3 operarios por turno.

Área de calidad y medioambiente

Subgerente de aseguramiento de la calidad y medioambiente: (Ingeniería de procesos) Toma de decisiones estratégicas sobre aseguramiento de calidad, medioambiente y desarrollo. Administra el sistema de gestión de calidad establecido por la empresa, gestionar los recursos del área incluido el laboratorio de control de calidad y velar por el cumplimiento de las normas ambientales. Debe supervisar y realizar auditorías y certificaciones de estándares de calidad, sustentabilidad y responsabilidad social conforme a la normativa vigente y los estándares de la empresa.

Jefe de control de calidad: (Ingeniería en ejecución en bioprocesos) Aplica técnicas de control estadístico de la calidad, como muestras de aceptación y gráficas de control de los productos de la empresa. Además, supervisa las actividades del proceso productivo en relación al cumplimiento de los estándares de calidad y control del proceso.

Director de desarrollo: (Ingeniería de procesos) Planea y coordina las actividades del desarrollo de nuevos productos, nueva tecnología y la ubicación de nuevas instalaciones.

Director ambiental: (Ingeniería ambiental) Coordina y gestiona las emisiones y efluentes de la producción. Desarrolla y propone mejoras y optimización en el área.

Asistente de aseguramiento de la calidad: (Técnico - Licenciado) Encargado de toma de decisiones operativas sobre el control de la calidad del producto. Ayuda a la coordinación de los analistas y el análisis de resultados.

Analistas control de calidad: (Técnico Laboratorio) Encargados de la toma de muestras y análisis en laboratorio de las distintas etapas del proceso y del producto. Se necesitan 2 analistas por turno.

Área prevención de riesgos

Director de prevención de riesgos: (Ingeniería en prevención de riesgos) Realiza capacitaciones en el área de prevención de riesgos, así como charlas de seguridad.

Debe diseñar plan de prevención de riesgos en la empresa y gestionar la matriz de riesgos. Además, es el encargado de supervisar y realizar auditorías en planta. Se encarga de la prevención de riesgos en todos los aspectos de la empresa, no solamente del área productiva. Debe estar en constante comunicación con las demás áreas de la empresa.

Área Administrativa

Subgerente de administración: (Ingeniería comercial) Toma de decisiones estratégicas sobre comunicaciones, finanzas y recursos humanos. Diseña y administra estrategias de segmentación, canales y modelos de atención. Además, debe facilitar la gestión comercial de compras y ventas, y supervisar la contabilidad de la empresa. Debe generar indicadores comerciales y realizar un seguimiento de estos. Responsable de la elaboración, coordinación y seguimiento del plan anual de marketing. Debe velar por el cumplimiento de las leyes laborales de contratación.

Encargado de contabilidad: (Contador auditor) Debe llevar el registro y documentación de contables (confeccionar reportes). Revisar balances y vaciado de este en planillas estándar de clasificación de cuentas. Revisión de tareas operativas de contabilidad, principalmente libros de compra/venta, honorarios y formularios del servicio de impuestos internos.

Encargado de comunicaciones: (Periodista/Publicista) Encargado de identificar, crear y diseñar campañas de marketing, administra redes de comunicaciones con los clientes y con la comunidad. Encargado de promoción y exposición de lanzamiento de productos y promociones.

Encargado de recursos humanos: (Analista de recursos humanos) Encargado de contrataciones y subcontratación del personal de aseo y seguridad. De ser necesario, debe estar a cargo de la selección y capacitación de futuros trabajadores.

A partir del organigrama y de la guía salarial [127] se determinan los siguientes sueldos y costos anuales para la empresa por cargo.

Tabla 69: Sueldos y costo anual para la empresa según el cargo

Cargo	N°	Sueldo [millones CLP]	Costo anual [mil USD]
Gerente general	1	6,60	146,4
Asistente gerente general	1	0,70	15,5
Subgerente de operaciones	1	3,80	84,3
Subgerente calidad y medioambiente	1	3,00	66,5
Subgerente de administración	1	3,00	66,5
Director de prevención de riesgos	1	1,10	24,4
Encargado de contabilidad	1	1,10	24,4
Encargado de comunicaciones	1	1,10	24,4
Encargado de recursos humanos	1	1,10	24,4
Jefe de producción	1	2,30	51,0
Jefe de mantención	1	1,70	37,7
Jefe de inventario	1	1,50	33,3
Jefe de control calidad	1	1,70	37,7
Director de desarrollo	1	1,70	37,7
Director de medioambiente	1	1,70	37,7
Jefe de turno	4	1,50	133,1
Operarios de producción	32	0,50	354,8
Operarios de secado	100	0,40	887,0
Electro-mecánico	4	0,90	79,8
Operarios de bodega	12	0,40	106,4
Asistente de aseguramiento de la calidad	4	0,80	71,0
Analistas de control de calidad	8	0,70	124,2
Personal de aseo	6	0,40	57,7
Guardias de seguridad	12	0,45	129,7
Total			2665,6

Donde el costo anual es el sueldo anual (considerando 12 meses) multiplicado por un factor de 1,3 que incluye los gastos propios de beneficios, contratación, etc.

6.9 COSTOS OPERACIONALES

El consumo de agua se puede dividir en consumo humano y para el proceso. En cuanto al primero, se estima un consumo de 80 litros diarios por persona por turno. En cuanto al proceso, se considera el consumo de agua para las entradas del proceso (FF_1, FS_1, FS_4) y una entrada inicial para el agua de servicios de enfriamiento, correspondiente al agua de un mes (s_1). El costo del agua es $0,8 [USD \cdot m^{-3}]$

En cuanto al alcantarillado, este tiene un costo por metro cúbico $1,3 [USD \cdot m^{-3}]$, y se considera tanto el agua de consumo como las salidas del proceso (F_{10}, FH_3, FF_{10}).

Por su parte, se deben pagar los muestreos y los análisis de los riles, eventos que se deben realizar dos veces al año, debido a que el proceso cae en la categoría de industrias con contaminación media, es decir que contienen materia orgánica, sólidos sedimentables y/o aceites y grasas. El proceso de muestreo tiene un valor de $555 USD$ para procesos continuos y los análisis tienen un valor de $218 USD$ [98].

Con respecto al tratamiento de residuos sólidos industriales, se considera el pago por el tratamiento de la salida de resina F_{22} , el cual tiene un valor de $110 [USD \cdot ton^{-1}]$. Por otra parte, las salidas de biomasa, FF_8, F_{14} , serán utilizadas como combustible en la caldera.

En cuanto al costo por venta y distribución, se considera el precio del diesel, como combustible para camiones de transporte en un tramo equivalente a la distancia entre Santiago y Puerto Montt ida y vuelta, multiplicado por un factor de 15, asumiendo que será un servicio externalizado y un mínimo de un viaje por semana [100].

Dado que en la Tabla 30 solo se muestra un promedio de precio de sales y el precio final, a continuación, se muestra el detalle de dichos compuestos:

Tabla 70: Detalle precio sales

Ítem	Cantidad anual	Unidad	Precio [USD/unidad]	Ref	Valor anual [USD]
NaCl	3.879	ton	48	[96]	186.206
MgCl ₂ ·6H ₂ O	759	ton	100	[128]	75.893
MgSO ₄ ·7H ₂ O	956	ton	70	[129]	66.949
KCl	102	ton	580	[130]	58.909
NaHCO ₃	28	ton	100	[131]	2.821
CaCl ₂	226	ton	50	[132]	11.285

6.10 INGRESOS

Estimación del precio de venta:

A partir del precio comercial de la vitamina C en polvo, al por mayor, se obtiene un valor de 178.640 [USD · ton⁻¹] [102]. Para la estimación, se utiliza un 70% de dicho precio, considerando que una venta para empresas tendrá un menor costo.

Por su parte, el precio comercial del azúcar alcanza 862 [USD · ton⁻¹] [133]. Pero esta es de uso alimenticio y granulada, por lo que se estima un 50% de dicho precio como el precio de venta. Cabe mencionar que esto es un 15% del costo de las soluciones acuosas de manitol (uno de los carbohidratos presentes en solución), pero debido a la baja pureza del producto, se prefiere estimar el de menor valor.

6.11 DEPRECIACIÓN

Para considerar el efecto contable de la depreciación de los activos físicos, se considera un valor residual del 10% y una vida útil del activo acorde a lo indicado por el Servicio de Impuestos Internos [134]:

- Equipos: 5 años
- Instalaciones: 3 años
- Instrumentación: 3 años
- Cañerías y piping: 3 años
- Conexiones eléctricas: 3 años
- Construcciones: 13 años
- Instalación de servicios: 3 años
- Terreno: no se devalúa

Tabla 71: Depreciación de los activos físicos. V.R: valor residual [USD], V.U: años de vida útil, D.A: depreciación acumulada [USD], V.L: valor libro, [USD], G/P capital: ganancias o pérdidas de capital [USD]

Ítem	Inversión	V.R	V.U	D.A	V.L	G/P capital
Equipos	4.752.966	475.297	5	950.593	-	475.297
Instalación de equipo	475.297	47.530	3	158.432	-	47.530
Instrumentación y control	237.648	23.765	3	79.216	-	23.765
Piping	950.593	95.059	3	316.864	-	95.059
Sistema eléctrico	285.178	28.518	3	95.059	-	28.518
Construcciones	475.297	47.530	13	36.561	109.684	-62.154
Instalaciones de servicios	665.415	66.542	3	221.805	-	66.542
Total	7.842.393	784.239	-	1.858.531	-	674.556

6.12 FLUJO DE CAJA PRINCIPAL

En la siguiente Tabla se presenta el flujo de caja para el caso basal en estudio. Se adjunta este trabajo de título la planilla con el resto de los flujos de caja considerados en el análisis económico.

Tabla 72: Flujo de caja para el caso basal

Escenario Inicial - FC 1											
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por ventas F		\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931	\$ 31.001.931
(+) Ingresos por ventas CH		\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113	\$ 1.549.113
(-) Costo operacional inicial		\$ -238.807									
(-) OPEX		\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588	\$ -25.092.588
(-) Pago Interés crédito											
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital											\$ 674.556
(-) Depreciaciones		\$ -1.858.531	\$ -1.858.531	\$ -1.858.531	\$ -987.154	\$ -987.154	\$ -36.561	\$ -36.561	\$ -36.561	\$ -36.561	\$ -36.561
(-) Pérdidas ejercicio anterior		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(=) Utilidad antes de Impuesto		\$ 5.361.118	\$ 5.599.925	\$ 5.599.925	\$ 6.471.302	\$ 6.471.302	\$ 7.421.895	\$ 7.421.895	\$ 7.421.895	\$ 7.421.895	\$ 8.096.451
(-) Impuesto (25%)		\$ -1.340.279	\$ -1.399.981	\$ -1.399.981	\$ -1.617.825	\$ -1.617.825	\$ -1.855.474	\$ -1.855.474	\$ -1.855.474	\$ -1.855.474	\$ -2.024.113
(=) Utilidad después de Impuesto		\$ 4.020.838	\$ 4.199.944	\$ 4.199.944	\$ 4.853.476	\$ 4.853.476	\$ 5.566.421	\$ 5.566.421	\$ 5.566.421	\$ 5.566.421	\$ 6.072.338
(+) Depreciaciones		\$ 1.858.531	\$ 1.858.531	\$ 1.858.531	\$ 987.154	\$ 987.154	\$ 36.561	\$ 36.561	\$ 36.561	\$ 36.561	\$ 36.561
(-/+) Ganancias/pérdidas de Capital		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -674.556
(+) Pérdida ejercicio anterior		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(=) Flujo de caja Operacional		\$ 5.879.370	\$ 6.058.475	\$ 6.058.475	\$ 5.840.631	\$ 5.840.631	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 5.434.344
(-) Inversiones	\$ -11.975.944										
(-) IVA de la inversión 19%	\$ -903.063										
(+) Recuperación del IVA de la inversión	\$ 903.063										
(+) Valor Residual de los activos											\$ 784.239
(-) Capital de trabajo	\$ -12.665.697										
(+) Recuperación del Capital de Trabajo											\$ 12.665.697
(+) Préstamos											
(-) Amortizaciones											
(=) Flujo de Capitales	\$ -25.544.705	\$ 903.063	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 13.449.937
Flujo de caja neto	\$ -25.544.705	\$ 6.782.433	\$ 6.058.475	\$ 6.058.475	\$ 5.840.631	\$ 5.840.631	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 5.602.983	\$ 18.884.280