



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

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA DEL PROCESO DE  
EXTRACCIÓN DE FICOBILIPROTEÍNAS Y AGAR A PARTIR DE  
*AGAROPHYTON CHILENSIS*.**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL QUÍMICA

DANIELA FERNANDA MORALES MELO

PROFESOR GUÍA:  
MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
MARÍA ORIANA SALAZAR AGUIRRE  
MARÍA ISABEL GUERRA HEVIA

Este trabajo ha sido parcialmente desarrollado con  
el Centro de Biotecnología y Bioingeniería (CeBiB) FB0001

SANTIAGO DE CHILE  
2022

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR  
AL TÍTULO DE: Ingeniera Civil Química  
POR: Daniela Fernanda Morales Melo  
FECHA: 2022  
PROF. GUÍA: María Elena Lienqueo Contreras

## **ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE FICOBILIPROTEÍNAS Y AGAR A PARTIR DE *AGAROPHYTON CHILENSIS*.**

Las algas son un recurso relevante en temas de nutrición humana sobre todo en países asiáticos, ya que cuentan con propiedades nutricionales y funcionales destacables. En cuanto a las algas rojas se destaca su alto contenido de proteínas por sobre las demás algas. Además, un tipo de ellas, la *Agarophyton chilensis* (Pelillo) es una de las algas más cultivadas en Chile y la principal materia prima para la producción de agar, un agente gelificante utilizado en la industria de alimentos, entre otras.

Lo anterior denota la importancia económica que tiene el mercado de las algas. Adicionalmente, se encontraron otros compuestos dentro del alga que pueden ser aprovechados como lo son las ficobiliproteínas, las cuales pueden ser agregadas como colorantes en la industria de alimentos, dando opción a la producción de dos productos veganos y libres de crueldad. Es por todo lo anterior que se plantea el siguiente proyecto que tiene por objetivo general el estudio de pre factibilidad técnica del proceso de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*, y los siguientes objetivos específicos: proponer el proceso para producción de dichos productos, obtener caso base a partir de la disponibilidad de materia prima que tendrá la planta, y dimensionar equipos de la línea productiva.

Se presenta el proceso productivo con las operaciones unitarias que lo componen: secado, molienda, extracción y solubilización, clarificación, purificación, tratamiento alcalino, neutralización, blanqueo, cocción, y secado. Se determina un caso base del proceso equivalente a 59,4 t/lote de algas. Se elabora un balance de masas de cada etapa, determinando las entradas y salidas de cada corriente, obteniendo como productos 1,35 t/lote de agar y 2,8 kg/lote de ficobiliproteínas. Se dimensionan los equipos del proceso en base a sus ecuaciones de diseño o la cantidad de las corrientes de entrada, de las cuales destacan: Reactores y tanques de 174 a 238  $m^3$  de volumen, filtros que rondan los 0,25  $m^2$  de área transversal, volumen de una columna de 16,16 L, y un secador 0,2 m de diámetro.

Al ser un estudio teórico, se tiene un alto nivel de incertidumbre sobre los parámetros que se utilizaron, con lo cual se concluye que el estudio no está del todo completo y así no se puede asegurar la prefactibilidad técnica. Por lo anterior se recomienda un estudio de laboratorio para determinar todos los parámetros desconocidos.

*Para Ana, Remigio, y Osito,  
siempre en mi corazón.*

***Los extraño***

# Agradecimientos

Cuando piensas en agradecer por algo que te costó tanto tener, se viene a la mente una cantidad de personas infinita. Es por eso que mencionaré a las que mancaron a gran escala mi corazón.

Primero agradecer a las personas más importantes en mi vida y que hicieron todo esto posible. Gracias Mónica y Luis, mi queridos padres, por el apoyo incondicional que me han dado, no solo en el periodo universitario sino que por todos mis años de vida. Gracias a mis hermanos, Francisco y Valeria por tener infinita paciencia conmigo, por siempre confiar en mi, y por el apoyo mutuo que nos hemos dado en los días difíciles que hemos enfrentado. Los amo muchísimo.

Gracias a mis queridas Constanza y Fernanda, por ser mis amigas de la vida, por escucharme, por darme ánimo, y ayudarme a enfrentar todas mis penas, sin ustedes jamás habría completado esta misión, las quiero mucho.

A todas las personas con las disfruté lindos momentos en la universidad, José, Javiera, Rocío, Fernanda, y Alejandro, gracias por todos esos almuerzos, tecitos/cafecitos, tardes de juegos de mesa, y por la ayuda académica que me dieron todos estos años.

A los amigos que me entregó el DIQBT, Amal, Juan, y Josefa los ramos se hicieron más amenos junto a ustedes, gracias por el cariño entregado, las conversaciones y risas.

A mi equipo de futbolito, gracias por aparecer en mi período universitario más difícil, por darme motivación para seguir con la carrera, por enseñarme a amar el fútbol y lo que es ser un equipo, las TKM. Mención honrosa a mi Paulita y Faviola. Aguante iinjeniería!!

Agradecer a todas las personas que me dieron un mensaje de aliento estos últimos meses, o me ayudaron para completar un pasito más de mi tesis, destacar a Sebastián por siempre tener fe en mis capacidades, y obvio mi Ramcito, por acompañarme todas las noches mientras escribía.

También quiero agradecer a mi profesora guía María Elena, por ser tan humana y comprensiva, a la universidad y al mundo le hace falta gente con esa empatía y dedicación.

Finalmente me gustaría darme gracias a mi misma, por no rendirme, por ser fuerte y luchar hasta el final a pesar de todos lo inconvenientes, por salir adelante para lograr este sueño.

**GRACIAS GRACIAS, MUCHAS GRACIAS, GRACIAS TOTALES.**

# Tabla de Contenido

<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Contexto . . . . .	1
1.2. Motivación . . . . .	2
1.3. Objetivos . . . . .	3
1.3.1. Objetivo general . . . . .	3
1.3.2. Objetivos específicos . . . . .	3
<b>2. Marco teórico</b>	<b>4</b>
2.1. El Agar y sus propiedades . . . . .	4
2.2. Método de extracción de agar . . . . .	5
2.2.1. Etapas de proceso de obtención de agar . . . . .	6
2.3. Las ficobiliproteínas y sus propiedades . . . . .	8
2.4. Método de extracción de ficobiliproteínas . . . . .	10
2.4.1. Etapas de proceso de obtención de ficobiliproteínas . . . . .	10
<b>3. Metodología y materiales</b>	<b>12</b>
3.1. Metodología general . . . . .	12
3.2. Materiales . . . . .	13
<b>4. Resultados</b>	<b>14</b>
4.1. Proceso productivo . . . . .	14
4.1.1. Límite de batería . . . . .	14
4.1.2. Descripción del proceso . . . . .	14
4.1.2.1. Extracción de Ficobiliproteínas . . . . .	15
4.1.2.2. Extracción de Agar . . . . .	15
4.1.3. Bases de diseño . . . . .	17
4.2. Balances de masa . . . . .	17
4.2.1. Limpieza . . . . .	17
4.2.2. Molienda . . . . .	18
4.2.3. Extracción y Solubilización de proteínas . . . . .	19
4.2.4. Filtración 1 . . . . .	20
4.2.5. Centrifugación . . . . .	21
4.2.6. Purificación . . . . .	22
4.2.7. Tratamiento alcalino . . . . .	24
4.2.8. Filtración 2 . . . . .	25
4.2.9. Neutralización . . . . .	26
4.2.10. Filtración 3 . . . . .	27
4.2.11. Blanqueo . . . . .	28

4.2.12. Filtración 4 . . . . .	29
4.2.13. Cocción . . . . .	30
4.2.14. Filtración 5 . . . . .	31
4.2.15. Secado . . . . .	32
4.2.16. Balance de masa global . . . . .	34
4.3. Dimensionamientos . . . . .	35
4.3.1. Reactor de Extracción y solubilización de proteínas . . . . .	35
4.3.2. Filtros . . . . .	35
4.3.3. Centrifuga . . . . .	39
4.3.4. Columna de cromatografía . . . . .	40
4.3.5. Reactor Tratamiento alcalino . . . . .	40
4.3.6. Reactor Neutralización . . . . .	41
4.3.7. Tanque de blanqueo . . . . .	41
4.3.8. Tanque de Cocción . . . . .	42
4.3.9. Secador . . . . .	42
4.4. Diagrama flujos planta . . . . .	44
4.5. Ubicación y Disposición de la planta . . . . .	45
4.5.1. Ubicación . . . . .	45
4.5.2. Disposición de la planta . . . . .	46
<b>5. Discusiones</b>	<b>49</b>
5.1. Discusiones: Descripción del proceso . . . . .	49
5.2. Discusiones: Balance de masas . . . . .	50
5.3. Discusiones: Dimensionamientos . . . . .	52
5.4. Discusiones: Ubicación y Disposición de la planta. . . . .	53
<b>6. Conclusiones</b>	<b>54</b>
<b>7. Recomendaciones</b>	<b>56</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>57</b>
<b>Anexos</b>	<b>62</b>
<b>Anexo A. Memoria de cálculo de caso base</b>	<b>63</b>
<b>Anexo B. Tiempos de procesamiento</b>	<b>65</b>
<b>Anexo C. Memoria de calculo balance de masas</b>	<b>67</b>
C.1. Limpieza . . . . .	67
C.2. Molienda . . . . .	68
C.3. Extracción y solubilización de proteínas . . . . .	69
C.4. Filtración 1 . . . . .	70
C.5. Centrifugación . . . . .	71
C.6. Purificación . . . . .	72
C.7. Tratamiento alcalino . . . . .	73
C.8. Filtración 2 . . . . .	74
C.9. Neutralización . . . . .	74
C.10. Filtración 3 . . . . .	75

C.11. Blanqueo . . . . .	75
C.12. Filtración 4 . . . . .	76
C.13. Cocción . . . . .	76
C.14. Filtración 5 . . . . .	77
C.15. Secado . . . . .	77
<b>Anexo D. Memoria de cálculo de dimensionamientos</b>	<b>79</b>
D.1. Reactor de extracción y solubilización . . . . .	79
D.2. Filtros . . . . .	80
D.3. Centrífuga . . . . .	84
D.4. Columna de cromatografía . . . . .	86
D.5. Reactor alcalino . . . . .	87
D.6. Reactor de neutralización . . . . .	87
D.7. Blanqueo . . . . .	88
D.8. Tanque de Cocción . . . . .	89
D.9. Secador . . . . .	90
D.9.1. Paso 1: Humedad relativa. . . . .	92
D.9.2. Paso 2: Puntos críticos. . . . .	93
D.9.3. Paso 3: Tiempo de secado y residencia. . . . .	95
D.9.4. Paso final: Dimensiones del secador . . . . .	96

# Índice de Tablas

2.1.	Composición de ficobiliproteínas en diferentes especies de algas rojas. [27] . . .	9
2.2.	Rango de longitud e onda de máxima absorbencia de absorción para diferentes ficobiliproteínas. [28] . . . . .	9
4.1.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de limpieza. . .	18
4.2.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de molienda. . .	19
4.3.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de extracción y solubilización de proteínas. . . . .	20
4.4.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 1. .	21
4.5.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de centrifugación.	22
4.6.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de purificación. .	23
4.7.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de tratamiento alcalino. . . . .	25
4.8.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 2. .	26
4.9.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de neutralización.	27
4.10.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 3 . .	28
4.11.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de blanqueo. . .	29
4.12.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 4. .	30
4.13.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de cocción. . . .	31
4.14.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 5. .	32
4.15.	Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de secado. . . .	33
4.16.	Corrientes de entradas y salidas, balance global. . . . .	34
4.17.	Datos para del diseño del reactor de extracción y solubilización de proteínas. .	35
4.18.	Datos utilizados en común para todos los filtros. . . . .	36
4.19.	Datos usados para las dimensiones del filtro 1. . . . .	36
4.20.	Datos usados para las dimensiones del filtro 2. . . . .	37
4.21.	Datos usados para las dimensiones del filtro 3. . . . .	37
4.22.	Datos usados para las dimensiones del filtro 4. . . . .	38
4.23.	Datos usados para las dimensiones del filtro 5. . . . .	38
4.24.	Resultados de dimensionamiento de área transversal de los filtros . . . . .	39
4.25.	Datos para el diseño de la centrifuga . . . . .	39
4.26.	Resultados dimensiones centrifuga. . . . .	40
4.27.	Datos para el diseño de la columna de cromatografía. . . . .	40
4.28.	Datos para el diseño del reactor alcalino. . . . .	41
4.29.	Datos para el diseño del reactor del neutralización. . . . .	41
4.30.	Datos para el diseño del tanque de blanqueo. . . . .	42
4.31.	Datos para el diseño del tanque de cocción. . . . .	42
4.32.	Datos constantes del sistema para el dimensionamiento del secador. . . . .	43
4.33.	Dimensión característica del secador. . . . .	43

4.34.	Cantidad de algas rojas por región . . . . .	45
A.1.	Datos utilizados para determinar caso base . . . . .	63
D.1.	Datos utilizados en común para todos los filtros. . . . .	80
D.2.	Datos usados para las dimensiones del filtro 1. . . . .	81
D.3.	Datos usados para las dimensiones del filtro 2. . . . .	81
D.4.	Datos usados para las dimensiones del filtro 3. . . . .	82
D.5.	Datos usados para las dimensiones del filtro 4. . . . .	82
D.6.	Datos usados para las dimensiones del filtro 5. . . . .	83
D.7.	Datos para el diseño de la centrifuga . . . . .	85
D.8.	Datos constantes del sistema para el dimensionamiento del secador. . . . .	90
D.9.	Datos para el atomizador del secador. . . . .	91
D.10.	Variables de salida del secador. . . . .	91
D.11.	Datos de salida para el dimensionamiento del secador. . . . .	91

# Índice de Ilustraciones

2.1.	Diagrama de bloques del proceso general de extracción de agar. Elaboración propia. . . . .	6
2.2.	Variación de fuerza de gel con respecto a las concentraciones de reactante alcalino y temperatura de operación en tratamiento alcalino [16]. . . . .	7
2.3.	Variación de rendimiento agar con respecto a las concentraciones de reactante alcalino y temperatura de operación en tratamiento alcalino [16]. . . . .	7
2.4.	Diagrama de bloques del proceso de extracción de ficobiliproteínas. Elaboración propia. . . . .	10
2.5.	Diagrama de bloques de proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas combinados. Elaboración propia. . . . .	11
3.1.	Esquema resumen de metodología general. . . . .	12
4.1.	Diagrama de bloques del proceso de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de <i>Agarophyton chilensis</i> . . . . .	16
4.2.	Diagrama de flujos etapa de limpieza. . . . .	17
4.3.	Diagrama de flujos etapa de molienda. . . . .	18
4.4.	Diagrama de flujos etapa de extracción y solubilización de proteínas. . . . .	19
4.5.	Diagrama de flujos etapa de filtración 1. . . . .	20
4.6.	Diagrama de flujos etapa de centrifugación . . . . .	22
4.7.	Diagrama de flujos etapa de purificación. . . . .	23
4.8.	Diagrama de flujos etapa de tratamiento alcalino. . . . .	24
4.9.	Diagrama de flujos etapa de filtración 2. . . . .	25
4.10.	Diagrama de flujos para la etapa de neutralización. . . . .	26
4.11.	Diagrama de flujos de la etapa de filtración 3. . . . .	27
4.12.	Diagrama de flujos de la etapa de blanqueo. . . . .	28
4.13.	Diagrama de flujos etapa de filtración 4. . . . .	29
4.14.	Diagrama de flujos de etapa de cocción. . . . .	30
4.15.	Diagrama de flujos etapa de filtración 5. . . . .	31
4.16.	Diagrama de flujos etapa de secado. . . . .	32
4.17.	Diagrama de flujos planta de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de <i>Agarophyton chilensis</i> . . . . .	44
4.18.	Algas rojas por región en Chile . Elaboración propia [38]. . . . .	45
4.19.	Mapa de la posible ubicación de la planta de extracción de agar y ficobiliproteínas. [63] . . . . .	46
4.20.	Disposición preliminar planta de extracción de agar y ficobiliproteínas. Elaboración propia. . . . .	48
B.1.	Tiempos de procesamiento por cada operación del proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas a partir de <i>Agarophyton Chilensis</i> . . . . .	66

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1. Contexto

Las algas a lo largo del tiempo han sido relevantes para temas de nutrición humana, sobre todo en países asiáticos como Japón, Corea y China, estas cuentan con propiedades nutricionales y funcionales destacables. Es por lo anterior que las algas comestibles son fuentes novedosas de sustancias potencialmente nutraceuticas, compuestos que pueden complementar la nutrición humana, entre ellos esta su alto contenido de proteínas, la presencia de ácidos grasos poliinsaturados, fibras dietéticas insolubles y solubles y polifenoles, vitaminas y minerales de interés.[1]

Las **algas rojas** se caracterizan por tener mayor contenido de proteínas que las algas verdes o marrones, lo que hace más interesantes desde el punto de vista nutricional. Entre sus componentes esta la vitamina C y familia B, yodo, Omega-3, quienes cumplen un papel fundamental en la salud humana al reducir el riesgo de desarrollar enfermedades al corazón y la disminución de los niveles de colesterol. Además, cuentan con compuestos bioactivos que provocan la adquisición de importantes propiedades biológicas por parte de las algas rojas, como antitumorales, naturaleza antioxidante y antimicrobiana [1].

*Agarophyton chilensis* (anteriormente llamada *Gracilaria chilensis*; *Gracilariales*, *Rhodophyta*), comúnmente conocida como “pelillo”, es una de las especies de alga marina más cultivada en Chile, así como la principal fuente de extracción de agar. *Agarophyton chilensis* se encuentra en las costas de nuestro país desde la región de Atacama hasta la región de Aysén. [1]

Los lechos naturales del pelillo se han cosechado desde hace muchas años en el país, y al ser una de las materias primas principales para la elaboración de agar, ha convertido a Chile en uno de los más distinguidos productores mundiales de materias primas para agar. De hecho, en año 2017, los desembarques totales fueron de 64.089 t en peso, aunque la mayor parte de esa cantidad provino de cosecha natural. Actualmente, esta cosecha no cuenta con regulaciones especificadas por las autoridades chilenas.[1]

Como un producto de procesar las algas se obtiene el agar, un compuesto ocupado como agente gelificante en la industria de alimentos[2]. También es utilizado en la industria microb biológicas, cosmética, farmacéutica, y electroquímica.[3]

En Chile se produjeron 1.018 toneladas de agar durante el año 2017 a partir de 3 plantas productoras: Algamar, ProAgar, Productora de Agar, y se exportó el 56 % hacia Japón [4]. De esta producción el 80 % del agar es producido a partir de *agarophyton* [5]. Cabe destacar que existen otras especies de algas rojas que pueden ser usadas como materia prima de agar, algunos ejemplos son: *G. cornea*, *G. tikvahiae*, *G. blodgettii*, *G. lemanieformis*, *G. crassissima*, *G. verrucosa*, *G. cervicornis*, *G. gracilis* [6].

## 1.2. Motivación

De acuerdo a la información entregada es posible notar la importancia económica que tiene el mercado de las algas en Chile, ya que es el principal productor de este recurso, además de ser un importante exportador. Otro elemento importante a mencionar es que a partir de las algas se puede generar productos de gran utilidad como lo es el agar, utilizado principalmente como agente gelificante en la industria alimentaria.

Adicionalmente en las algas se han encontrado componentes que no eran considerados, como lo son las ficobiliproteínas. Estas son proteínas que se encargan de regular los fenómenos de recolección de luz en las cianobacterias y por su puesto en las algas. Dichas proteínas pueden absorber luz solar con el objetivo de transferir energía durante el proceso de fotosíntesis de las algas. Además, las ficobiliproteínas poseen una coloración que la hace atractivas dentro del mercado de colorantes al ser pigmentos naturales y por lo tanto podrían ser usadas como aditivos en la industria alimenticia y como colorante dentro de la industria cosmética [7], dando opción a la producción de productos libres de crueldad o veganos.

Por otro lado, en 2010, la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO) aconsejó que se deben considerar otros aspectos en la dieta, aparte de su valor nutricional. Una “dieta sostenible” es la que tiene bajo impacto ambiental, que contribuye a la seguridad alimentaria y nutricional y a una vida saludable para las generaciones presentes y futuras. Además, las dietas sostenibles protegen y respetan la biodiversidad y los ecosistemas, son seguras y saludables; optimizan los recursos naturales y humanos. [8]

La Academia de Nutrición y Dietética Estadounidense reconoció que una dieta vegana bien planificada es saludable y nutricionalmente adecuada, y es apropiada para el crecimiento y desarrollo humano. Adicionalmente, las dietas y estilos de vida sin productos de origen animal son adecuadas no solo para la prevención sino también para el tratamiento de muchas enfermedades. Sumado a lo anterior, es importante considerar también que este tipo de dietas disminuyen considerablemente la generación de gases de efecto invernadero (GEI), más específicamente, siguiendo una dieta vegana disminuye un 50 % los GEI, con respecto a una dieta omnívora. [8]

Actualmente es un hecho la tendencia mundial por seguir una vida vegana y/o libre de crueldad. Lo anterior provoca que cada día aumente aun más la población que quiere seguir este tipo de alimentación o estilo de vida [9]. De hecho 5 % de la población mundial sería vegana, lo que representaría unos 375 millones de personas. Más aún, en Chile según la última Encuesta Nacional del Medio Ambiente, realizada por el Ministerio de Medio Ambiente reveló que aproximadamente 1,5 millones de chilenos no consumen carne o alimentos de origen

animal en su dieta diaria, esto equivale al 6% de la población total. Además un 75% de los chilenos estaría dispuesto a disminuir su consumo para evitar las consecuencias ambientales de la producción de productos de origen animal. [10].

Todo lo anterior ha generado una necesidad de crear productos para satisfacer o suplir la demanda de alimentos que se incluyen en las nuevas dietas y estilos de vida en tendencia. Para este proyecto se quiere fomentar la generación de productos que no sean de origen animal, y que también sirvan de reemplazo de los que si lo son, como en el caso de la gelatina que podría ser reemplazada por el agar. Adicionalmente, a partir de las ficobiliproteínas se puede tener colorantes naturales, por lo que surge la posibilidad de unir ambos procesos y así dar un uso total del alga dando valor agregado con la generación de ambos productos y, para ellos es que se quiere estudiar la prefactibilidad de la extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*.

## **1.3. Objetivos**

### **1.3.1. Objetivo general**

Evaluar la pre factibilidad técnica del proceso de extracción simultánea de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*.

### **1.3.2. Objetivos específicos**

- Proponer el proceso para la extracción simultánea de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*.
- Obtener caso base a partir de la disponibilidad de materia prima que tendrá la planta procesadora.
- Dimensionar equipos de la línea productiva propuesta considerando el caso base establecido.

# Capítulo 2

## Marco teórico

### 2.1. El Agar y sus propiedades

El agar o también conocido como agar-agar, es hidrocoloide gelificante formado por una mezcla de fracciones de agarosa y agarpectina en distintas proporciones, estas dependen de su materia prima de origen y el proceso usado en su fabricación. Su estructura se caracteriza químicamente por unidades repetitivas de D-galactosa y 3-6-galactosa, anhidro-L-galactosa, con pocas variaciones, y bajo contenido de ésteres de sulfato. Fue el primer ficocoloide utilizado como aditivo alimenticio, entendiéndose ficocoloide como productos gelificantes elaborados a partir de algas. [11]

El agar es empleado principalmente en la industria alimenticia como espesante para alimentos y como sustituto para la preparación de gelatinas, aunque también se utiliza en la industria cosmética, farmacéutica, microbiológica y electroquímica. Chile se ubica entre los principales productores de agar en el mundo junto con EE.UU, Japón y España, los que en conjunto abarcan el 60% de la producción mundial [3]. En Chile se produjeron 1.018 toneladas de agar durante el año 2015 a partir de 3 plantas productoras, más otros productores menores, y se exportó el 56% hacia Japón aproximadamente [4].

Existen diversos tipos de agar a disposición y pueden tener diferentes aplicaciones dependiendo de sus características, y estas a su vez dependen de las diferentes algas agarofitas del que fueron originados y el método usado, cabe destacar que las condiciones climáticas y de cultivo que tuvo la materia prima, tiene directa relación con la calidad de producto. Primero, está el agar artesanal que son producidos por artesanos y carecen controles técnicos, pero todavía está higiénicamente limpio y es adecuado para uso casero. Luego, está el agar industrial elaborado en fábricas modernas, se utiliza como ingrediente alimentario industrial en gran parte, por lo que están sujetos a todo tipo de controles establecidos. el agar utilizado para microbiología y biotecnología también se incluyen en esta categoría a pesar de que comprenden sólo el 10% del volumen total. [11]

Como se mencionó, el agar es muy importante para la industria alimenticia, se utiliza como agente gelificante, controlador de viscosidad, y estabilizador. Por lo anterior, no se considera un aporte nutritivo, considerando también que las concentraciones necesarias para que se cumpla su función son muy pequeñas (menos del 1%) su aporte calórico es nulo. [12]

El agar presenta diferentes propiedades que lo hacen único y de distintas calidades, como lo son su temperatura de gelatinización y fusión, y más importante, su resistencia de gel, esta propiedad al ser mayor hace que en la formación de geles para los usos del agar requiera de una menor cantidad de este [11]. Para que un agar sea considerado de alta calidad debe tener una resistencia de gel superior a  $400 \frac{g}{cm^2}$ . [13]

La solubilidad del agar aumenta con la temperatura del agua, más aún, en agua fría este no se disuelve, lo anterior es relevante para cuestiones operacionales, se debe procurar tener las condiciones adecuadas de temperatura a lo largo del proceso de extracción de agar, puesto que debe ocurrir correctamente su hidrolización y aumento de solubilidad. [14]

El agar al enfriarse a temperatura entre 32 a 43°C se transforma a gel, estas temperaturas están determinadas por el grado de metilación del agar, así mismo esta propiedad depende del origen de la materia prima con el que se fabricó. Otra propiedad es que al calentarlo se funde a 85°C aproximadamente. Estas propiedades se dan con la cantidad de enlaces de hidrógenos entre moléculas, y la carencia de grupos sulfatos, y hacen interesantes a este producto para diversas industrias y aplicaciones, estas propiedades serian punto de gelatinización y punto de fusión. [14]

Las algas pueden contener compuestos que reducen la calidad del agar como lo son los sulfurados, ellos están muy presentes en las especies *Gracilaria*. Debido a lo anterior es que se hacen necesario los pre tratamientos de algas para luego pasar a su extracción, disminuyendo los contenidos de grupos sulfatos para aumentar la resistencia del gel del agar elaborado, logrando mejorar su calidad. [14]

Importante destacar que el rendimiento de extracción de agar a partir de *Agarophyton chilensis* es de 20-22% de agar con respecto al alga seca, y el contenido de agar dentro de estas algas no está determinado [6].

## 2.2. Método de extracción de agar

Las etapas del proceso de obtención de agar dependerá del tipo de alga con el que se tratara y el agar que se quiera obtener. Pero a modo general el proceso parte en las etapas de secado, transporte y almacenamiento, estas podrían afectar la calidad del producto, ya que al aumentar la temperatura en el secado, estos corren el riesgo de disminuir y a su vez la solubilidad aumenta, arriesgándose a perder agar a lo largo de proceso a través de las aguas residuales. [15]

Para especies de algas de género *Gracilaria* se considera en su extracción una resuspensión de las algas que fueron almacenadas, un tratamiento alcalino, más tarde una neutralización, seguido de una solubilización del agar mediante un hervido. Para finalizar con un etapa de reducción de humedad. Las etapas extras dependerán del formato en el que se quiera el producto. En ocasiones es añadida una etapa de banqueo para, como su nombre lo dice, obtener un color blanco en el agar. [15]

Es importante destacar que durante el proceso se debe tener suma precaución con el control de parámetros, como tiempo y temperatura de cada operación presente. Las variables

óptimas que darán origen a un agar de calidad, dependerán de la materia prima, y el tipo de alga que se utilice [16].

A continuación se presenta un diagrama de bloque con las etapas generales para para extracción de agar.

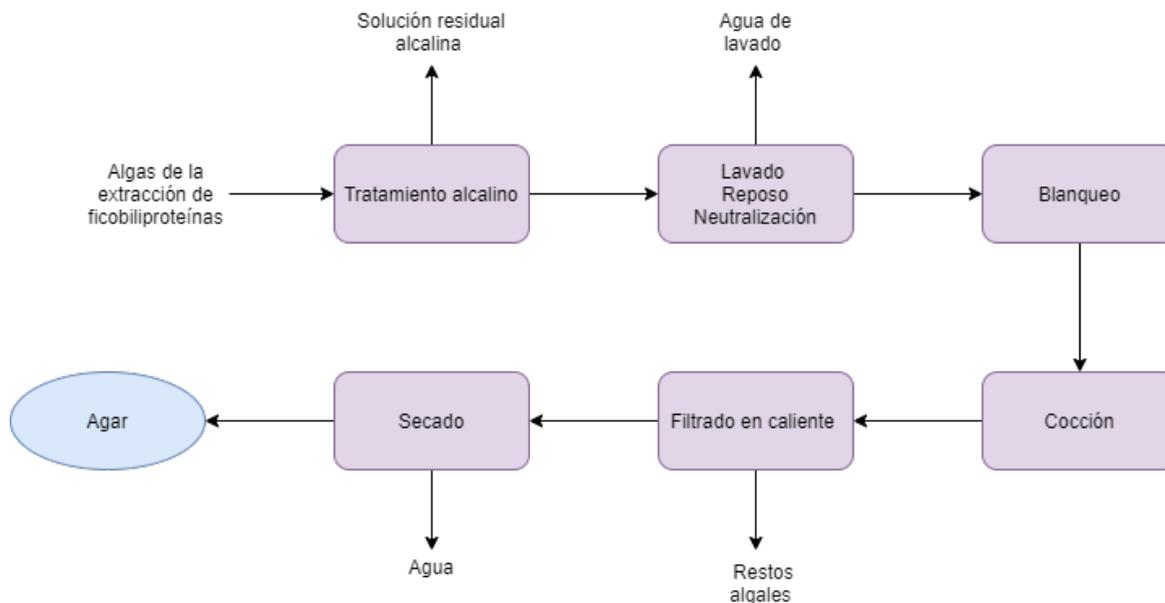


Figura 2.1: Diagrama de bloques del proceso general de extracción de agar. Elaboración propia.

### 2.2.1. Etapas de proceso de obtención de agar

- **Tratamiento alcalino:** Esta etapa se lleva a cabo en un reactor, en el cual se añade una solución de hidróxido de sodio y las algas, dejando reaccionar la solución sobre las algas suspendidas en ella por ciertas cantidad de horas, a altas temperaturas. Estos parámetros dependerán del tipo de alga a tratar. Por lo general los rangos están entre los 60-90 °C, las concentraciones de la solución de hidróxido de sodio están entre 0,5 y 10 % P/V, con tiempos de 3 horas aproximadamente [17].

Dicha operación es de gran importancia debido a que este tipo de algas suelen dar como resultado un agar de baja calidad, con una fuerza de gel baja por la gran cantidad de sulfatos presentes en su estructura. Es así como este tratamiento se realiza con el propósito de eliminar gran cantidad de este componente indeseado transformando la molécula de L-galactosa-6-sulfato en 3,6-anhidroL-galactosa aumentando la calidad del producto [16].

A continuación se presentan los resultados del tratamiento alcalino realizado a alga roja tipo *Gracilaria cliftonii*, donde se varió concentraciones de hidróxido de sodio NaOH y tiempo de reacción. En la imagen 2.2 se observa como varía la fuerza del gel del agar con respecto a la temperatura de reacción y concentraciones de reactante alcalino. Mientras que en la imagen 2.3 se puede apreciar como afecta el rendimiento de agar con respecto a las mismas variables [16].

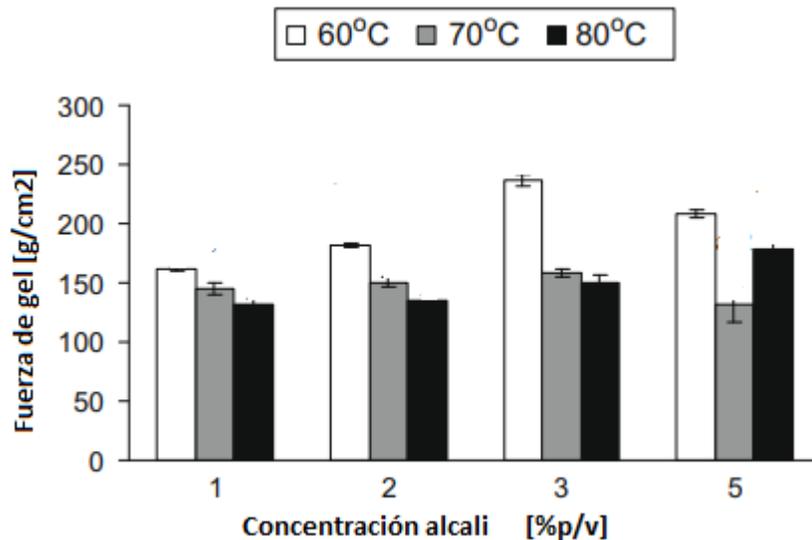


Figura 2.2: Variación de fuerza de gel con respecto a las concentraciones de reactante alcalino y temperatura de operación en tratamiento alcalino [16].

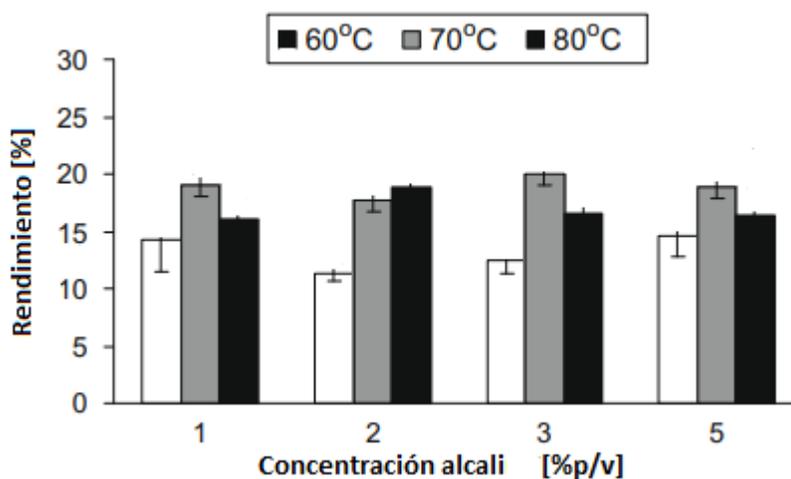


Figura 2.3: Variación de rendimiento agar con respecto a las concentraciones de reactante alcalino y temperatura de operación en tratamiento alcalino [16].

- Enjuague, reposo y neutralización:** Las siguientes etapas se realizan con el objetivo de limpiar las algas del tratamiento alcalino y luego controlar su pH a través de la neutralización. Primero se pasa por una etapa de filtración que recupera el material de la etapa anterior, luego este se limpia con agua para eliminar restos de solución alcalina. Seguidamente el material es ingresado a un neutralizador con el propósito de mejorar la solubilidad de los azúcares presentes en las algas que serán extraídos en la próxima etapa.[19]
- Blanqueo:** Esta etapa es añadida al proceso para darle un aspecto estético superior al agar, no añade ninguna propiedad que aumente su calidad. Este puede realizarse de

dos maneras. La primera opción sería utilizando un tratamiento químico con hipoclorito de sodio NaClO, generando un subproducto indeseado, gas cloro que trae consigo una amenaza medioambiental y podría afectar la salud de los operarios [20].

La otra opción es el blanqueo por fotodecoloración o fotoblanqueo, donde básicamente se expone el material a luz para que se decolore [21]. Se puede realizar exponiendo las algas a luz solar, teniendo como parámetro el tiempo de exposición principalmente[22]. El proceso de fotoblanqueo puede ocurrir ya que la materia orgánica pigmentada es susceptible a la degradación fotoquímica, la fotólisis en estas materias se acompaña de una reducción en los coeficientes de absorción del orgánico disuelto en las regiones espectrales ultravioleta y visible, lo anterior provoca la reducción de la absorbancia de la luz y se denomina fotoblanqueo [23].

- **Cocción:** Esta etapa por lo general se lleva a cabo sometiendo la mezcla a temperaturas, superiores a 85 °C. En ella se extrae el agar a través de la lixiviación de este, se solubiliza en el agua por las altas temperaturas. Dentro de los parámetros a controlar, el pH debe mantenerse en 6,5 [24].
- **Filtración, gelificación y congelamiento:** Luego de la cocción, la solución obtenida debe ser filtrada para eliminar el material algal indeseado, quedando con el líquido filtrado compuesto por agar y agua, esto debe realizarse a altas temperaturas, para que la solución no se gelifique mientras se esté filtrando y así no perder material deseado. Más tarde, con el fin de eliminar el exceso de agua se procede a una etapa de congelamiento para que se formen hielos con forma estructural parecida a una esponja. Luego al descongelar, el agar queda separado del agua por su insolubilidad en agua fría. [25]
- **Secado:** Finalmente para quitar el exceso de humedad del agar obtenido en la etapa anterior, se utiliza regularmente una etapa de secado utilizando una corriente de aire a altas temperaturas. [26]

## 2.3. Las ficobiliproteínas y sus propiedades

Las ficobiliproteínas son pigmentos proteicos que se encargan de captar la luz en las cianobacterias y también en las algas rojas. Estas son altamente fluorescentes y solubles en agua. Dichas proteínas componen alrededor de un 24 % en masa seca del total de proteínas presentes en la célula.[7]

Dentro de la clasificación de las ficobiliproteínas según su estructura, existen cuatro grupos principalmente: ficoeritrina (PE), ficocianina (PC), aloficocianina (APC) y ficoeritrocianina (PEC). Las cuales poseen su propia coloración, lo que les permite absorber longitudes de onda en distintos rangos dentro del espectro de luz visible. Otra clasificación importante es según origen, por ejemplo la ficoeritrina proviene de tres especies y por lo tanto tiene tres clasificaciones. Las B-ficoeritrina (B-PE) se obtienen a partir de algas rojas unicelulares. R-ficoeritrina (R-PE) que se obtienen principalmente de algas rojas, y las C-ficoeritrina (C-PE) provenientes de cianobacterias. La clasificación se puede aplicar para las ficocianinas, aloficocianinas y ficoeritrocianinas. [7]

Un factor importante a considerar es la cantidad de ficobiliproteínas presentes en la *Agarophyton chilense*. Se registra que las composiciones de ficobiliproteínas en el alga roja son las siguientes: concentración de 0,549 (mg/g) de ficoeritrina y 0,249 (mg/g) de ficocianina en el alga fresca, lo cual puede variar de acuerdo a los pretratamientos a los que la alga sea sometida durante el proceso de extracción.[15]

A continuación se presenta una tabla con la composición de ficobiliproteínas en otras especies de algas rojas ubicadas en Kilakarai.

Tabla 2.1: Composición de ficobiliproteínas en diferentes especies de algas rojas. [27]

Nombre de especie	Proteína (%m/m)	Ficobiliproteínas		
		R-PE	R-APC	R-PC
<i>Acanthophora spicifera</i>	1,06	0,42	0,12	0,34
<i>Gracilaria corticata</i>	0,64	0,78	0,09	0,32
<i>G. edults</i>	0,69	0,76	0,08	0,33
<i>G. saltcornia</i>	0,60	0,57	0,07	0,23
<i>Gelidiella acerosa</i>	0,92	0,54	0,06	0,19
<i>Gelidium pustulum</i>	0,44	0,40	0,08	0,18
<i>Hypnea spert</i>	0,46	0,41	0,04	0,18
<i>Laurecia papillosa</i>	9,98	0,18	0,04	0,36
<i>Portieria hornemanntt</i>	1,01	1,23	0,06	0,20

**Absorción de ficobiliproteínas:** Una Características bastante relevante en las ficobiliproteínas, es el rango de absorción que presentan. Gracias a esta propiedad y por medio de espectrofotometría se puede saber su concentración en las algas u otras fuentes. Lo anterior mediante rangos de longitudes de ondas que representan a cada ficobiliproteína. A Continuación se puede apreciar algunos de los rangos de longitudes encontrados por bibliografía para diferentes proteínas. [28]

Tabla 2.2: Rango de longitud e onda de máxima absorbencia de absorción para diferentes ficobiliproteínas. [28]

Ficobiliproteína	Color	Rango de longitud de onda de máxima absorbencia nm
Ficoeritrocianina	Naranja	568-570
R-Ficocianina	azul	555-617
C-Ficocianina	Azul	620
R-Ficoeritrina	Rosa	565-540
B-Ficoeritrina	Rosa	565-545
C-Ficoeritrina	Rosa	560

## 2.4. Método de extracción de ficobiliproteínas

El proceso de obtención de ficobiliproteínas a partir de algas rojas, comienza con la limpieza de las algas con el fin de eliminar la mayor cantidad de impurezas provenientes del mar. Para sacar la proteína inmersa en el interior de la célula del alga es necesario una ruptura celular para liberarla. Luego de la extracción se debe separar los restos algales de la solución con el material extraído a través de filtración y centrifugación. Posteriormente, el extracto soluble obtenido debe ser purificado con el fin de eliminar los restos celulares o proteínas indeseadas. En la siguiente imagen se puede observar un diagrama de bloques con las principales etapas del proceso. [29]

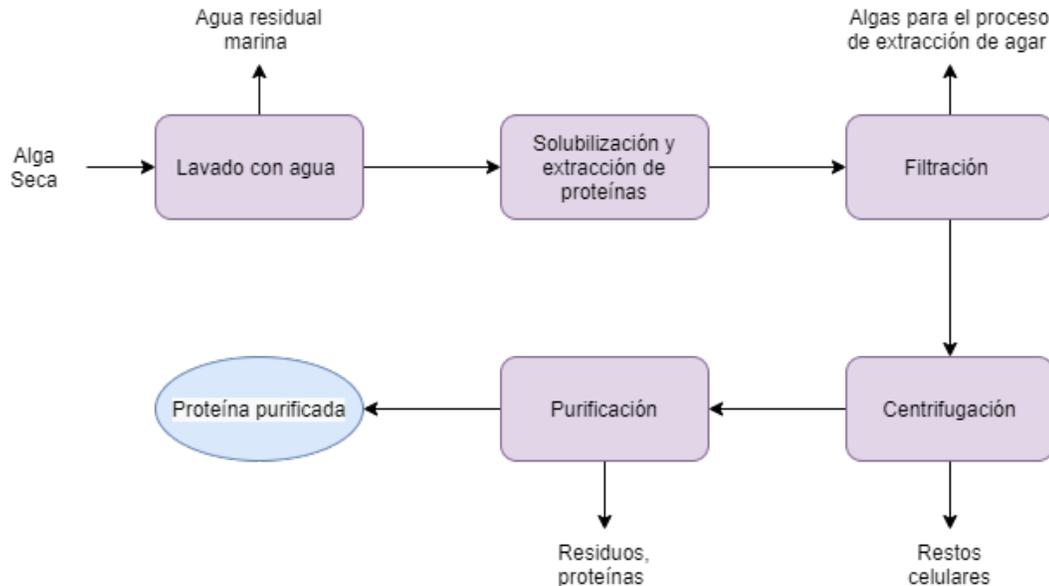


Figura 2.4: Diagrama de bloques del proceso de extracción de ficobiliproteínas. Elaboración propia.

### 2.4.1. Etapas de proceso de obtención de ficobiliproteínas

- **Solubilización y extracción de proteínas:** Para esta etapa primero las algas son hidratadas. Luego son suspendida en un buffer para generar una diferencia de concentración entre el interior y exterior de la célula con el fin de que ocurra un desplazamiento de las moléculas hacia el medio extracelular. En la operación se puede utilizar diferentes buffer y de ellos depende la extracción de las proteínas, unos de los mejores sería el fosfato salino (PBS). [30]

Existen distintos métodos para optimizar el proceso de extracción de las ficobiliproteínas, los cuales permiten la ruptura celular. Los más usados es el tratamiento por ultrasonido, tratamientos enzimáticos y ciclos de congelamiento-descongelamiento [31].

- **Clarificación:** Esta etapa se realiza con el fin de eliminar los restos de algas en las proteínas e impurezas presentes en la solución, evitando la mayor cantidad de interferencias posibles. Esto se lleva a cabo a través de una filtración, donde se retiene el material sólido de la solución y moléculas de gran tamaño. Posteriormente, se procede

a una centrifugación, donde se elimina las partículas en suspensión. [29]

- **Purificación:** En esta etapa se quiere lograr aumentar la proporción de proteínas de interés por sobre el resto de las proteínas presentes. Existen diversos métodos para lograr este objetivo. El que se utiliza generalmente es el de precipitación por sales que consiste en separar proteínas modificando la solubilidad que presentan las proteínas en presencia de una concentración determinada de sal en el medio en el que se encuentra.[32]  
Otra técnica utilizada para purificar ficobiliproteínas es la cromatografía por filtración de geles, la que separa de acuerdo a los tamaños de las proteínas en la muestra. [33].  
También esta la cromatografía de intercambio iónico, cuyo principio se sustenta en separar en base a la carga neta que poseen las proteínas, o los residuos de sus aminoácidos que se encuentran en la superficie de estas [34].

Si el proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas se hicieran juntos en un mismo proceso, este se vería como muestra el diagrama de bloques de la figura 2.5

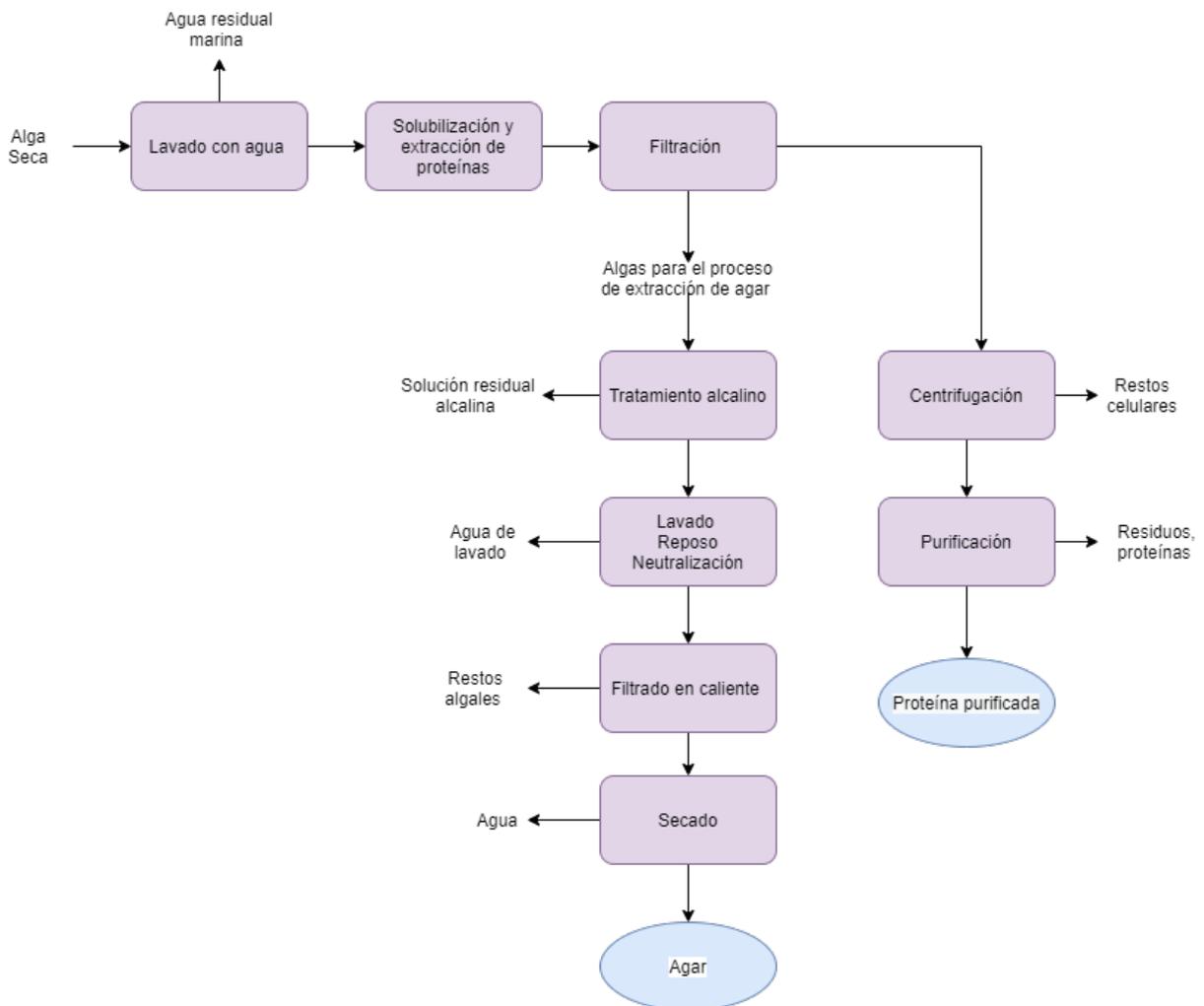


Figura 2.5: Diagrama de bloques de proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas combinados. Elaboración propia.

# Capítulo 3

## Metodología y materiales

### 3.1. Metodología general

Para la realización de este trabajo, se elabora un diseño de planta conceptual para la producción de agar y ficobiliproteínas a partir de *Agarophyton chilensis*, con lo que se hace necesario efectuar un estudio técnico de prefactibilidad de dicha planta que incluya determinar todas las operaciones unitarias del proceso, bases de diseños, criterio de diseño, los flujos de entrada y salida con los que se trabaje a través de un balance de masas, dimensiones de cada equipo y energía necesaria para el correcto funcionamiento del proceso, mediante un balance de energías.

El esquema de la figura 3.1 muestra un resumen de la metodología general

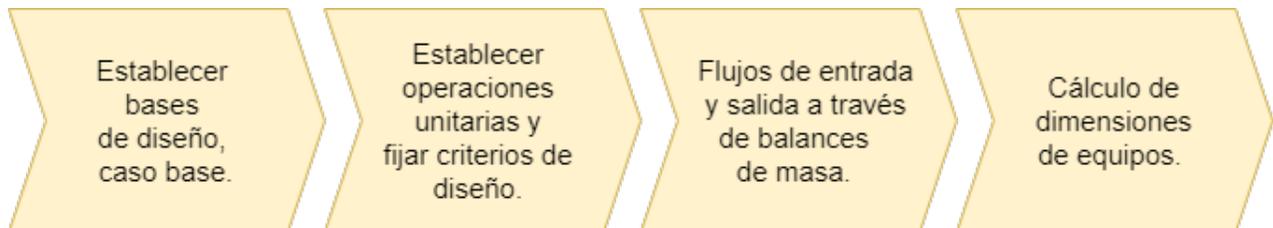


Figura 3.1: Esquema resumen de metodología general.

A continuación se presenta lo que se realiza de manera más específica en cada etapa de la metodología descrita en el diagrama anterior:

- **Establecimiento de bases de diseño:** En esta etapa se llevará a cabo el cálculo que determinará el flujo de materia prima que se procesará en la planta. Para ello se lleva a cabo una búsqueda bibliográfica para justificar el valor de dicho flujo y que tenga sentido con la disponibilidad de recursos en el país.
- **Establecimiento de operaciones unitarias y criterios de diseño:** Para esta sección, luego de una minuciosa búsqueda de información, se deciden las operaciones unitarias que serán parte del proceso para la extracción de los dos productos de interés. Además de la selección de equipos para dichas operaciones y con ello identificar los criterios para lograr el diseño correcto de cada equipo. Además, se añade un diagrama de bloques para representar cada etapa.

- **Cálculo de flujos de entrada y salida a través de balances de masa:** En esta ocasión se determinan los flujos de reactivos, materia prima, e insumos que entran y salen de cada equipo, esto se realiza y registra en una planilla de software EXCEL.
- **Cálculo de dimensiones de equipos:** Luego de definir los equipos y las bases de diseño de cada uno, se determinan las dimensiones utilizando ecuaciones representativas de cada diseño. Con lo anterior se realiza un diagrama de flujos del proceso completo con el software AutoCAD y el layout de la planta con un programa en línea llamado Lucidchart.

## 3.2. Materiales

- **Microsoft Office, software EXCEL:** Para realizar cálculos de balances y diseños.
- **Sistema de composición de texto en línea, LATEX:** Para la redacción de informe final de tesis.
- **Sistema de diagramación en línea, Lucidchart:** Para elaboración de diagramas de bloques.
- **Software AutoCAD:** Para elaboración de layout y diagrama de flujos del proceso.

# Capítulo 4

## Resultados

### 4.1. Proceso productivo

#### 4.1.1. Límite de batería

Teniendo en cuenta los alcances definidos para el estudio y contemplando tanto el proceso de extracción de ficobiliproteínas y el de extracción de agar. El estudio considera desde el punto en que entran las algas a la planta, pasando por todas las operaciones con el fin de obtener los productos de interés, hasta la obtención de agar luego de la etapa de secado. No se contemplan tratamientos de aguas residuales y tampoco de sólidos agotados, estos esperan ser enviados a empresas externas con capacidad de tratarlos y darles un mejor uso.

**Materias primas e insumo:** Como materia prima principal alga *Agarophyton chilensis* se obtendrá con la compra directa a los recolectores de la región, buffer fosfato salino (PBS) 0,1 M para la solubilización de proteínas, resina de intercambio iónico para la purificación, hidróxido de sodio (NaOH) en pretratamiento alcalino, ácido sulfurico ( $H_2SO_4$ ) para la neutralización, hipoclorito de sodio ( $NaClO$ ) para el blanqueo.

**Subproductos:** El diseño de un método de tratamiento del agua residual que se obtiene de las diferentes etapas serán derivadas a una empresa externa de tratamiento de aguas. En Chile existen empresas dedicadas a prestar estos servicios tales como: Ecopreneur [35] e Indura [36]. En cuanto a los residuos algales, estos serán derivados a plantas de tratamientos de RISes o a otra empresa donde puedan agotar los polisacáridos que queden en los restos algales.

#### 4.1.2. Descripción del proceso

El diseño de la planta de extracción se explicará considerando dos líneas de producción. Primero, se comienza con la extracción de ficobiliproteínas extrayendo las proteínas del medio intracelular de las algas de tipo *Agarophyton chilensis*, rompiendo su estructura, solubilizando las macromoléculas de interés para luego clarificarlas y purificarlas. En segundo lugar, las algas agotadas en proteínas son tratadas pasando por un pre tratamiento, extracción y secado con el fin de obtener agar.

#### 4.1.2.1. Extracción de Ficobiliproteínas

El proceso comienza recibiendo las algas directamente desde los recolectores de la zona más cercana a la ubicación de la planta, estas pasan a una etapa de lavado para retirar los restos de arena, agua de mar, u otros residuos provenientes de las orillas costeras. Ya lavada, la materia prima pasa a una etapa de molienda con el objetivo de disminuir su tamaño y tener acceso a toda su estructura, aumentando el área de contacto y haciendo más fácil el tratarla, aquí las algas quedan con un tamaño de aproximadamente 2 cm o menos [29].

Continuando con el proceso las algas ya trituradas son ingresadas a un reactor donde ocurre la extracción y solubilización de las ficobiliproteínas presentes en su interior. En dicho reactor de tipo batch se añaden con razón 1:20 p/v , durante 1 hora, las algas junto con un buffer de fosfato salino ( PBS) 0,1 M, el cual además de mantener un pH apropiado de 6,8, se considera el mejor solvente para la extracción. Al mismo tiempo esta mezcla es sometida a 2 ciclos de congelamiento y descongelamiento variando su temperatura de 4 a -25 °C por ciclo [30].

Luego de la extracción y solubilización, el flujo continua hacia etapas de clarificación. La primera se lleva a cabo en un filtro de lecho, aquí se separan los restos de algas agotados de la solución que contiene las proteínas, las primeras quedan como una torta filtrante dentro del filtro para más tarde pasar al proceso de extracción de agar, mientras que la solución es trasladada a una centrífuga con el objetivo de clarificar aun más mezcla y eliminar los restos celulares que podrían quedar presentes aún.

Para obtener una solución de proteínas más pura, esta se lleva a una columna de cromatografía de intercambio anionico, su fin es aumentar la proporción de ficobiliproteínas, evitando que contengan otras proteínas que no son de interés. Finalmente la pureza obtenida se verifica mediante un análisis óptico de pureza, donde se mide la concentración de una muestra a través de un espectrofotómetro.

#### 4.1.2.2. Extracción de Agar

Las algas agotadas que se obtuvieron de la línea de extracción de ficobiliproteínas son llevadas a un reactor donde se llevará a cabo un pretatamiento alcalino, aquí además de las algas se añade una solución de hidróxido de sodio (NaOH) al 3 % p/v en una proporción 1:20 con respecto al peso de alga seca, esta operación se mantiene por 2 horas a una temperatura de 60°C, lo anterior se realiza con el objetivo de eliminar los sulfatos presentes en el alga roja *Agarophyton* ya que estos disminuyen la fuerza de gel del agar al finalizar el proceso [18].

Luego del pretatamiento las algas pasan por un filtro para eliminar la solución de hidróxido de sodio a la que fueron sometidas (NaOH). Posterior a esto las algas filtradas se trasladan a una etapa de neutralización para bajar su pH lo más cercano a neutro ya que en la operación anterior habían estado sometidas a pH básico. Esta etapa se realiza en un reactor añadiendo ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) al 0,025 % p/v, durante dos horas.

Posterior a la neutralización, se trasladan las algas a un nuevo filtro para separarlas de la solución de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) de las algas neutralizadas. Estas son conducidas a una etapa de blanqueo, donde se añaden a un tanque con hipoclorito de sodio al 0,1 % p/v

durante 25 min , esto con el fin de sacar el color natural de las algas y volverlo cercano al color blanco así se obtiene un agar de dicho color. Luego esta mezcla es trasladada a una nueva etapa de separación que se realiza en un filtro, para separar las algas blanqueadas de la solución con hipoclorito de sodio (NaClO).

Las algas blanqueadas son transportadas a un tanque de cocción donde ocurrirá la extracción de agar, al tanque se agrega en una razón 1:30 con respecto al alga seca, se lleva a calentar para mantener una temperatura de 80° C durante 2 horas, todo lo anterior con el propósito de solubilizar el agar, que se encuentra presente en las algas, en el agua de la cocción.

Seguidamente se traslada la mezcla del tanque a un filtro, para separar el agua con el agar solubilizado de los restos algales, es importante hacerlo de manera rápida para que se mantenga la temperatura de cocción y el agar no gelifique.

Finalmente se deja reposar la solución con agar para que gelifique a temperatura ambiente, para finalmente retirar la humedad en un equipo de secado.

A continuación, en la figura 4.1 se presenta un diagrama de bloques con las operaciones para llevar a cabo el proceso de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*, indicando las corrientes de entrada y salida de cada operación. Los bloques de color gris representan las líneas de operación para la extracción de ficobiliproteínas, mientras que las de color rosa representan las líneas de operación para la extracción de agar.

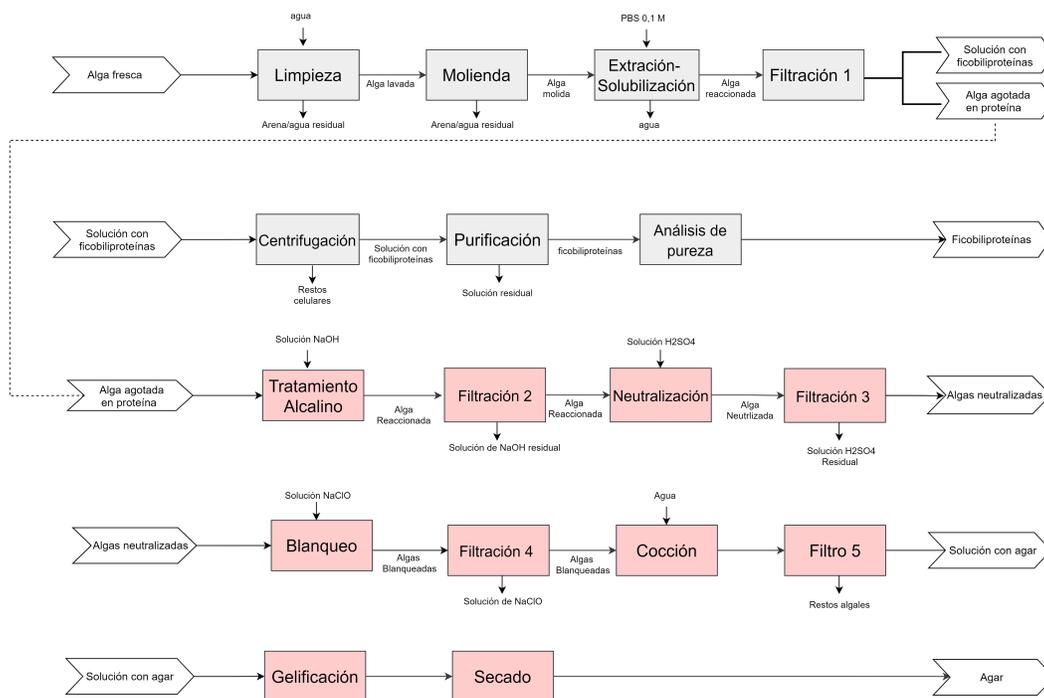


Figura 4.1: Diagrama de bloques del proceso de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*.

### 4.1.3. Bases de diseño

Para el desarrollo de la planta se considera una caso base que arroja el nivel de producción, principalmente la cantidad de materia prima a utilizar será en base a un estudio del recurso algal en Chile, el cual menciona que al 2016 se producción 1500 toneladas en base seca de agar aproximadamente [37] . Con lo anterior, para cumplir con esa cuota de agar se deben procesar 2380 toneladas por año de alga seca, o 19900 toneladas por año de alga fresca. Sumado a esto se determina la cantidad a procesar por lote de procesamiento, arrojando un equivalente de 59,4 toneladas de alga fresca por lote. Para ello se consideran 335 días de actividad en la planta por cada año, restando un mes de trabajo para el caso de contingencias o feriados irrenunciables donde se tenga que parar por completo la planta. Para más detalles de los cálculos y supuestos revisar los anexos A y B.

## 4.2. Balances de masa

A continuación, se presentan los balances de masa de cada operación, mostrando cada equipo, salidas y entradas de estos, y sus respectivos supuestos. Para más detalles revisar anexo C.

### 4.2.1. Limpieza

Esta etapa consiste en limpiar el alga fresca que llega de las recolecciones directas del mar. Por lo tanto, se ingresa el alga a un tanque con agua para eliminar impurezas presentes en ella tales como, arena, sales u otros sólidos. Terminada esta operación del tanque sale agua residual con las impurezas eliminadas, y por la otra corriente salen las algas lavadas. En la figura 4.2 se puede ver un diagrama con las entradas y salidas del tanque.

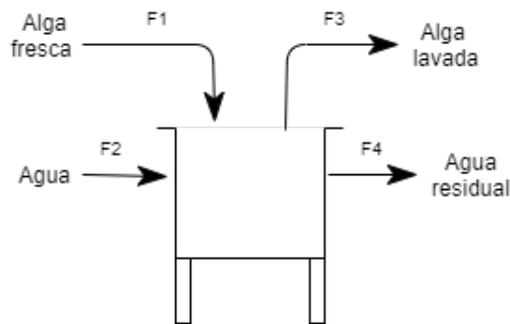


Figura 4.2: Diagrama de flujos etapa de limpieza.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- La razón de alga/agua a utilizar es en proporción 1:2 v/v.
- Humedad del alga equivalente a 88 % [40]
- Se asume que el alga fresca viene con un 10 % en peso de arena contenida en el alga. [41]

- Se asume que se elimina en la limpieza un 90 % de arena.
- Densidad del alga fresca equivalente a  $1,15 \text{ t/m}^3$  [41]

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.1)

Tabla 4.1: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de limpieza.

Limpieza				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F1	Alga fresca	Alga seca	7,1
			Agua	52,2
			Arena	5,9
	F2	Agua	Agua	102,9
Salidas	F3	Alga lavada	Alga seca	7,1
			Agua	52,2
			Arena	0,5
	F4	Agua residual	Agua	102,9
Arena			5,3	

#### 4.2.2. Molienda

Luego de lavar las algas, estas pasan a la etapa de molienda donde entra la corriente F3 que contiene alga lavada, esta se muele con el objetivo de disminuir su tamaño obteniendo más área de contacto, facilitando el acceso a toda su estructura. De esta etapa sale alga molida y agua residual que se libera por la presión ejercida al alga por parte del molino. En la figura 4.3 se muestra un diagrama con las entradas y salidas del molino.

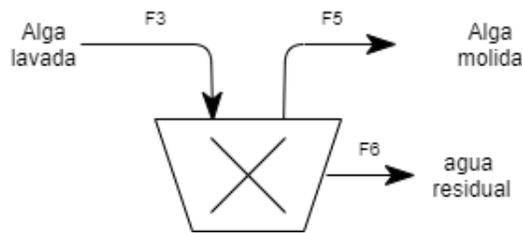


Figura 4.3: Diagrama de flujos etapa de molienda.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Al ser molida el alga se pierde un 10 % de agua contenida en ella.
- El agua eliminada arrastra un 10 % de la arena contenida en la algas.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.2)

Tabla 4.2: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de molienda.

Molienda				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F3	Alga lavada	Alga seca	7,1
			Agua	52,2
			Arena	0,5
Salidas	F5	Alga molida	Alga seca	7,1
			Agua	47
			Arena	0,5
	F6	Agua residual	Agua	5,2
			Arena	0,05

### 4.2.3. Extracción y Solubilización de proteínas

Luego de moler el alga, estas pasan a la etapa de extracción y solubilización de proteínas con el objetivo de romper el interior celular y lograr extraer las proteínas contenidas en el alga para luego solubilizarlas en un buffer salino. A esta etapa entra la corriente F5 de alga molida y una corriente con buffer de fosfato salino F7. En la figura 4.4 se muestran las entradas y salidas de la etapa. Cabe destacar que esta etapa contabiliza un subproceso de extracción mediante ciclos de congelamiento, para ello se utilizará una maquina de hielo en placas y el reactor tendrá una chaqueta calefactora.

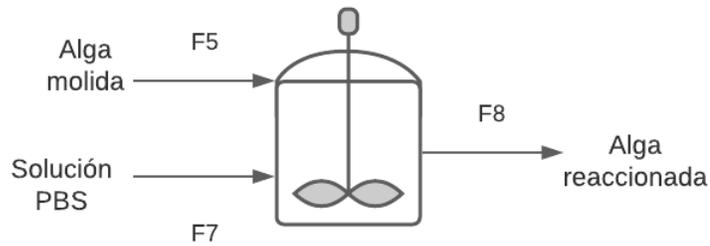


Figura 4.4: Diagrama de flujos etapa de extracción y solubilización de proteínas.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- La razón de alga en base seca/buffer para la reacción es de 1:20 p/v. [29]
- Se realizan dos ciclos de congelamiento/descongelamiento. (\*)
- Rendimiento de extracción del 94 % bajo las condiciones anteriores [30].

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.3)

Tabla 4.3: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de extracción y solubilización de proteínas.

Extracción y solubilización de proteínas				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F5	Alga Molida	Alga seca	7,1
			Agua	47
			Arena	0,5
	F7	PBS 0,1M	PBS 0,1M	148,5
Salidas	F8	Solución con alga reaccionada	Alga seca	7,1
			Agua	47
			Arena	0,5
			PBS 0,1 M	5,2
			Ficoeritrina	3,6 kg
			Ficocianina	1,6 kg

(\*) Los ciclos de congelamiento y descongelamiento se llevarán a cabo en un subproceso para extraer las proteínas de interior celular, esto se hará con una maquina de hielo en placa para el caso del congelamiento, y para descongelar la mezcla volverá al reactor para ser calentada por una chaqueta calefactora, esto se repetirá 2 veces.

#### 4.2.4. Filtración 1

En esta etapa se ingresa una corriente F8 con una mezcla de alga reaccionada y se realiza con el objetivo de separar las algas agotadas en proteínas de la solución con ficobiliproteínas solubilizadas. Por lo que el alga agotada en proteínas corresponde a la corriente de salida F9, corriente que pasará al proceso de extracción de agar, y la solución con ficobiliproteínas corresponde a la corriente de salida F10. En la figura 4.5 se muestra un diagrama con las corrientes de entrada y salida del filtro.

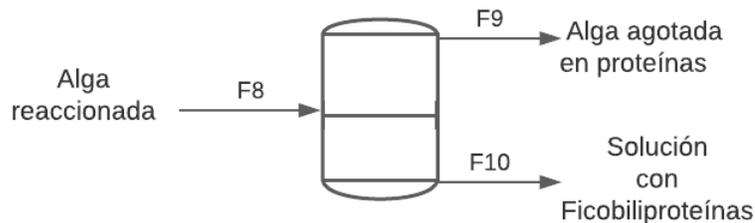


Figura 4.5: Diagrama de flujos etapa de filtración 1.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume que el 95 % del alga agotada en proteínas queda retenida en el filtro.
- Se asume que el 5 % restante de alga pasa a través del filtro como restos celulares.
- Se asume que la solución de PBS con proteína solubilizada pasa completamente por el filtro.

- Se asume que la arena queda completamente retenida en el filtro.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.4)

Tabla 4.4: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 1.

<b>Filtración 1</b>				
	<b>Corrientes</b>	<b>Contenido</b>	<b>Composición</b>	<b>Cantidad t</b>
<b>Entradas</b>	F8	Solución con alga reaccionada	Alga seca	7,1
			Agua	47
			Arena	0,53
			PBS 0,1M	148,5
			Ficoeritrina	3,6 kg
			Ficocianina	1,6 kg
<b>Salidas</b>	F9	Alga agotada en proteína	Alga agotada en proteína	6,7
			Agua	47
			Arena	0,5
	F10	Solución con Ficobiliproteínas	PBS 0,1M	148,5
			Ficoeritrina	3,4 kg
			Ficocianina	1,5kg
			Restos celulares	0,3

Destacar que la cantidad de ficobiliproteínas retenidas en la corriente F9 sí se considera en el balance, mas no en la tabla ya que dicha cantidad es menor a 100 gr por lo que se considera despreciable.

#### 4.2.5. Centrifugación

En esta etapa ocurre separación sólido líquido, donde el objetivo es separar la solución con ficobiliproteínas de los sólidos indeseados, en este caso lo que se eliminará son restos celulares. Aquí ingresa la corriente F10 con la solución con proteínas solubilizadas y salen dos corrientes, una es F12 que sería la solución clarificada, o sea sin restos celulares, mientras que la corriente F11 sería la que lleva los restos celulares a eliminar. En la figura 4.6 se muestra un diagrama de las corrientes de entrada y salida de la centrifuga.

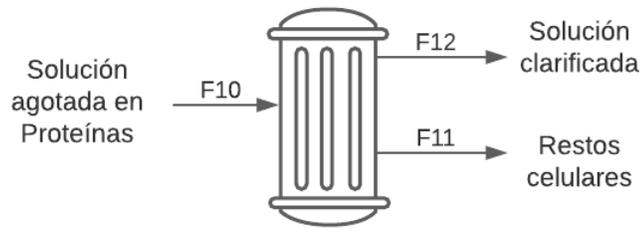


Figura 4.6: Diagrama de flujos etapa de centrifugación

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asumirá una eficiencia de separación del 70 %
- Se asume que todo los restos celulares son eliminados junto con un 30 % de solvente que arrastrará un 30 % de las ficobiliproteínas.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.5)

Tabla 4.5: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de centrifugación.

Centrifugación				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
<b>Entradas</b>	F10	Solución con ficobiliproteínas	PBS 0,1M	148,5
			Ficoeritrina	3,4 kg
			Ficocianina	1,5 kg
			Restos celulares	0,3
<b>Salidas</b>	F11	Restos celulares	PBS 0,1M	44,5
			Ficoeritrina	1,1 kg
			Ficocianina	0,5 kg
			Restos celulares	0,3
	F12	Solución clarificada	PBS 0,1M	103,8
			Ficoeritrina	2,4 kg
			Ficocianina	1,1

#### 4.2.6. Purificación

Durante esta etapa se purificará la solución con ficobiliproteínas solubilizadas, la idea principal es que aquí se eliminen todas las macromoléculas indeseadas y quede en mayor proporción ficoeritrina y ficocianina que son uno de los productos de interés. Por la corriente F12 entra la solución clarificadora proveniente de la etapa anterior, por la corriente F13 entra una solución para eluir las proteínas de interés. Finalmente por la corriente F14 sale la

solución de ficobiliproteínas purificada y en la corriente F15 salen los restos indeseados. En la figura 4.7 se muestra un diagrama con las corrientes de entrada y salida de la columna.

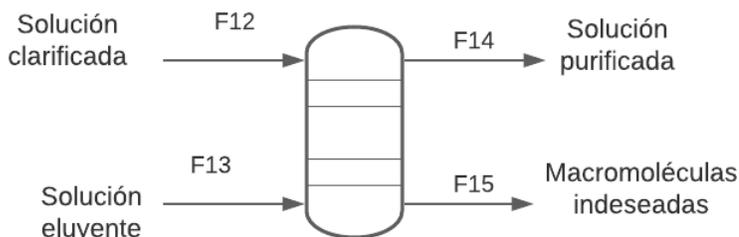


Figura 4.7: Diagrama de flujos etapa de purificación.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume un 90% de recuperación de cada proteína.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.6)

Tabla 4.6: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de purificación.

Purificación				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F12	Solución clarificada	PBS 0,1 M	103,9
			Ficoeritrina	2,1
			Ficocianina	1,1
	F13	Solución eluyente	Eluyente	103,0
Salidas	F14	Solución purificada	Eluyente	103,0
			Ficoeritrina	1,9 kg
			Ficocianina	0,9 kg
	F15	Macromoléculas indeseadas	PBS	1,35
			Ficoeritrina	0,2 kg
Ficocianina			0,1 kg	

**\*\*A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS BALANCES PARA LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE AGAR.**

## 4.2.7. Tratamiento alcalino

En esta etapa ingresa la corriente F9 que lleva consigo principalmente el alga agotada en proteínas, además ingresa una solución de hidróxido de sodio NaOH al 3% por la corriente F16. El objetivo de esta etapa es a través de un tratamiento alcalino, desprender la parte sulfatada de las algas y así mejorar la fuerza de gel que tendrá el agar al finalizar el proceso. A la salida en la corriente F17 sale una mezcla que contiene principalmente las algas agotadas en sulfatos. En la figura 4.8 se puede observar un diagrama con las corrientes de entrada y salida del tratamiento alcalino.

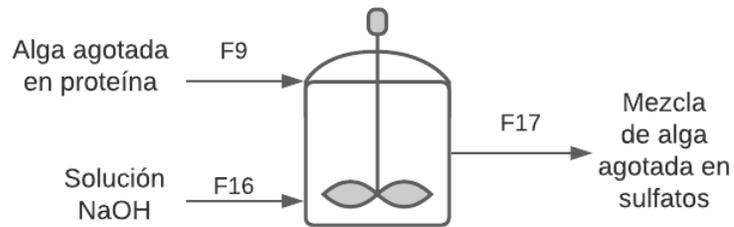


Figura 4.8: Diagrama de flujos etapa de tratamiento alcalino.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se utiliza una razón de alga seca/solución de NaOH al 3% equivalente a 1:20 p/v. [29]
- Se asume que la cantidad de sulfatos presente en el alga equivale al 6,8% equivalente a el sulfato presente en *Gracilaria gracilis* [6].

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.7)

Tabla 4.7: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de tratamiento alcalino.

Tratamiento alcalino				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
<b>Entradas</b>	F9	Alga agotada en proteína	Alga seca agotada en proteína	6,7
			Agua	47
			Arena	0,5
	F16	Solución NaOH	Solución NaOH	135,8
<b>Salidas</b>	F17	Mezcla de algas agotadas en sulfatos	Alga seca agotada en sulfatos	6,3
			Agua	47
			Arena	0,5
			Solución NaOH	135,6
			Sulfatos	0,4

#### 4.2.8. Filtración 2

A esta etapa ingresa la corriente F17 con la mezcla de algas agotadas en sulfatos. Aquí ocurre una separación sólido líquido donde se separará las algas agotadas en sulfatos de la solución alcalina y los sulfatos que se solubilizaron en ella, lo por que se tendrá dos salidas. La primera, será la corriente F18 que contiene la solución alcalina con sulfatos y la segunda corriente F19 que contendrá las algas. En la figura 4.9 se observa un diagrama con las entradas y salidas de esta etapa.

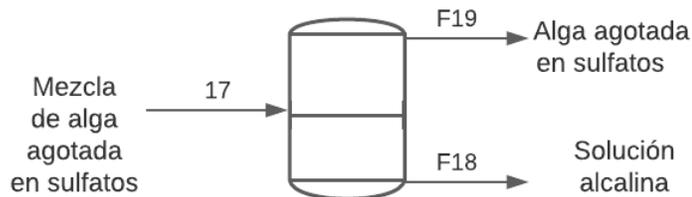


Figura 4.9: Diagrama de flujos etapa de filtración 2.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume que el filtro funciona con una recuperación de 95 %.
- Se asume que toda la arena pasa como filtrado con la solución alcalina hacia la corriente F18.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.8)

Tabla 4.8: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 2.

Filtración 2				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F17	Mezcla con algas agotadas en sulfatos	Alga seca agotada Sulfatos	6,3
			Agua	47
			Solución NaOH	135,8
			Sulfatos	0,46
			Arena	0,53
Salidas	F19	Alga agotada	Alga seca agotada Sulfatos	6
			Agua	44,6
			Sulfatos	0,02
	F18	Solución alcalina	Arena	0,53
			Solución NaOH	135,8
			Sulfatos	0,4

#### 4.2.9. Neutralización

A esta etapa ingresan las algas agotadas en sulfatos, o sea la corriente F19. Además, entra otra corriente F20 que contiene una solución de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ). Todo lo anterior tiene la finalidad de neutralizar las algas que pasaron por el tratamiento alcalino y así bajar su pH y dejarlo lo más cercano a la neutralidad. De la neutralización sale una corriente F21 con la mezcla de la solución ácida junto con las algas neutralizadas. En la figura 4.10 se puede ver un diagrama con las corrientes de entrada y salida de esta etapa.

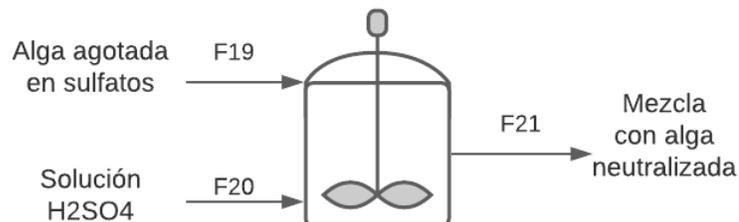


Figura 4.10: Diagrama de flujos para la etapa de neutralización.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se ingresa una solución de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) al 0,025 % con razón alga/solución ácida equivalente a 1:20. [29]

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.9)

Tabla 4.9: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de neutralización.

Neutralización				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F19	Alga agotada en sulfatos	Alga seca agotada en proteína	6
			Agua	44,6
	F20	Solución $H_2SO_4$	Solución $H_2SO_4$	119,8
Salidas	F17	Mezcla de algas neutralizadas	Alga seca neutralizada	6
			Agua	44,6
			Solución $H_2SO_4$	119,8

### 4.2.10. Filtración 3

En esta etapa ocurre una separación sólido líquido entre las algas neutralizadas y la solución de ácido sulfúrico. Entra una mezcla de alga neutralizada por la corriente F21 y sale una corriente F23 con algas neutralizadas y una corriente F22 con la solución de  $H_2SO_4$ . En la figura 4.11 se puede apreciar un diagrama con las entradas y salidas de esta etapa.

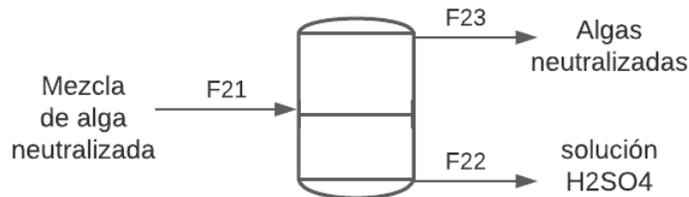


Figura 4.11: Diagrama de flujos de la etapa de filtración 3.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume que no se pierde contenido algal en el filtrado, por lo que quedan todas las algas neutralizadas retenidas en la filtración.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.10)

Tabla 4.10: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 3 .

Filtración 3				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F21	Mezcla con alga neutralizada	Alga neutralizada	6
			Agua	44,6
			Solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	119,8
Salidas	F22	Solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Alga neutralizada	0,2
			Agua	2,2
			Solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	119,8
	F23	Alga Neutralizada	Alga neutralizada	5,6
			Agua	42,4

#### 4.2.11. Blanqueo

En esta etapa ingresan las algas neutralizadas de la corriente F23 junto con una solución de hipoclorito de sodio NaClO en una corriente F24, lo anterior con el objetivo de despigmentar las algas y queden de un color lo más cercano al blanco. De esta operación sale una mezcla de algas blanqueadas por una corriente F25. En la figura 4.12 se puede apreciar un diagrama de las entradas y salidas de esta etapa.

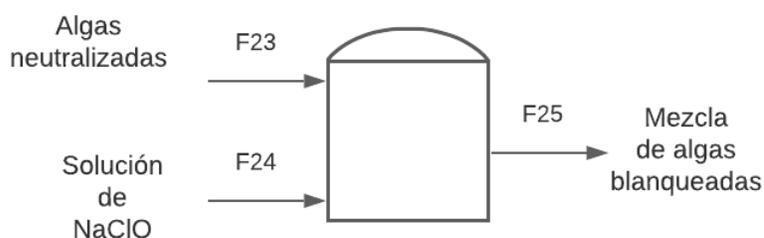


Figura 4.12: Diagrama de flujos de la etapa de blanqueo.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se utiliza una razón de alga seca/ solución de NaClO equivalente a 1:20 p/v. [29]

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.11)

Tabla 4.11: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de blanqueo.

Blanqueo				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F23	Alga neutralizada	Alga seca neutralizada	5,6
			Agua	42,4
	F24	Solución NaClO	Solución NaClO	170,8
Salidas	F25	Mezcla de algas blanqueadas	Alga seca blanqueada	5,6
			Agua	42,4
			Solución NaClO	170,8

#### 4.2.12. Filtración 4

En esta etapa hay una separación sólido líquido de la mezcla algas blanqueadas proveniente de la corriente F25, aquí se separa en una corriente F26 la solución residual de NaClO, mientras que por la corriente F27 salen las algas blanqueadas. Esto se realiza con el objetivo de retirar el exceso de solución. En el diagrama 4.13 se puede ver un diagrama con las entradas y salidas de esta etapa.

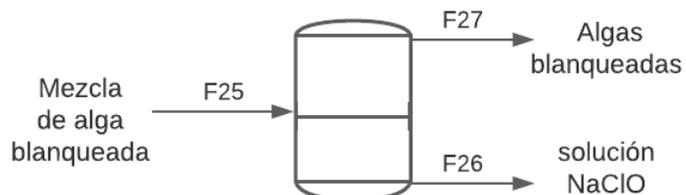


Figura 4.13: Diagrama de flujos etapa de filtración 4.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume que toda la solución de NaClO es filtrada.
- Se asume una retención en el filtro del 95 %.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.12)

Tabla 4.12: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 4.

Filtración 4				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F25	Mezcla de alga blanqueada	Alga blanqueada	5,6
			Agua	42,4
			Solución NaClO	170,8
Salidas	F26	Solución NaClO	Alga blanqueada	0,3
			Agua	2,1
			Solución NaClO	170,8
	F27	Alga blanqueada	Alga blanqueada	5,4
			Agua	40,3

#### 4.2.13. Cocción

Esta operación se realiza con el objetivo de solubilizar el agar presente en las algas en agua a altas temperaturas, por lo que ingresa la corriente F27 con las algas blanqueadas y se añade otra corriente F28 con agua. En la figura 4.14 se puede apreciar un diagrama de entradas y salidas de esta etapa.

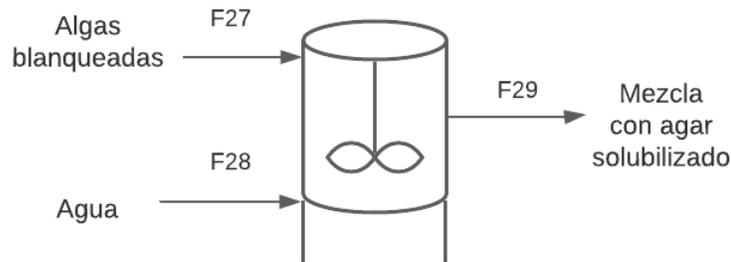


Figura 4.14: Diagrama de flujos de etapa de cocción.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se utiliza una razón de alga neutralizada/agua equivalente a 1:30. [29]
- Se asume que el agar solubilizado es el rendimiento total de agar el *Agarophyton chilensis*, equivalente a 21 % del alga en base seca [6]

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.13)

Tabla 4.13: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de cocción.

Cocción				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F27	Alga blanqueada	Alga seca blanqueada	5,4
			Agua	40,3
	F28	Agua	Agua	157,5
Salidas	F29	Mezcla con agar Solubilizado	Alga seca agotada en agar	4,2
			Agua	197,8
			Agar	1,13

#### 4.2.14. Filtración 5

Esta etapa se realiza con el objetivo de separar la solución de agar solubilizado presente en la corriente F29 de las algas agotadas en agar, estas ultimas son eliminadas por una corriente F30, mientras que el agar solubilizado continua por el proceso mediante una corriente F31. En la figura 4.15 se aprecian las entradas y salidas de esta operación.

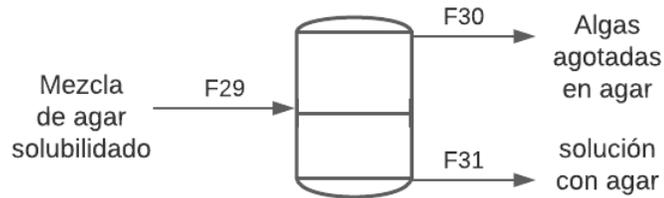


Figura 4.15: Diagrama de flujos etapa de filtración 5.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Todas las algas agotadas en agar quedan retenidas en el filtro para ser eliminadas.
- La totalidad de la solución con agar es filtrada y recuperada para continuar en el proceso.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.14)

Tabla 4.14: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de filtración 5.

Filtración 5				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
Entradas	F29	Mezcla con agar solubilizado	Alga agotada en agar	4,2
			Agua	197
			agar	1,13
Salidas	F30	Alga agotada	Alga agotada en agar	4,2
			Agua	38,3
			agar	0,3
	F31	Agar Solubilizado	Agua	159,5
			Agar	1

#### 4.2.15. Secado

Esta etapa consiste en eliminar el exceso de agua presente en la solución de agar mediante evaporación. Para ello la corriente F31 ingresa al secador, sometiéndose a altas temperaturas, se elimina el vapor de agua por la corriente F32 mientras que por la corriente F33 sale el producto final, agar.

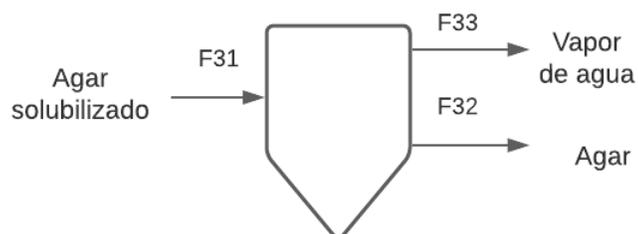


Figura 4.16: Diagrama de flujos etapa de secado.

Para realizar el balance de masa de esta etapa se utilizaron los siguientes supuestos:

- Se asume que el agar queda con una 2 % de humedad.

Aplicando los supuestos planteados anteriormente, se obtienen las siguientes corrientes (ver detalles de los cálculos en anexo C.15)

Tabla 4.15: Composición y cantidad de las entradas y salidas de la etapa de secado.

Secado				
	Corrientes	Contenido	Composición	Cantidad t
<b>Entradas</b>	F31	Agar solubilizado	Agar	1,1
			Agua	159,5
<b>Salidas</b>	F32	Agua	Agua	159,5
	F33	Agar	Agar con 2% humedad	1,1

#### 4.2.16. Balance de masa global

Tabla 4.16: Corrientes de entradas y salidas, balance global.

Balance global				
	Corrientes	Contenido	Cantidad t	Suma total
Corrientes de Entrada	F1	Alga fresca	65,3	956,4
	F2	Agua	102,9	
	F7	Solución PBS	148,5	
	F16	Solución NaOH	135,8	
	F20	Solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	126,1	
	F24	Solución NaClO	189,2	
	F28	Agua	188,6	
Corrientes de salida	F4	Agua residual	108,3	856,2
	F6	Agua residual	5,2	
	F11	Restos celulares	44,9	
	F14	Solución Purificada	93,5	
	F15	Macromoléculas indeseadas	10,3	
	F18	Solución alcalina	136,8	
	F22	Solución ácida	126,1	
	F26	Solución NaClO	189,2	
	F30	Algas Agotadas en agar	52	
	F32	Agua	188,6	
	F33	Agar	1,35	
<b>Error</b>				0,2

## 4.3. Dimensionamientos

### 4.3.1. Reactor de Extracción y solubilización de proteínas

Para determinar la dimensión del reactor de extracción y solubilización de proteínas se utiliza la información bibliográfica encontrada para esta etapa, específicamente un estudio de ciclos de congelamiento y ultrasonido como métodos de extracción de ficobiliproteínas y polisacáridos a partir de *Gracilaria lemaneiformis*. Según lo anterior se ocupa una solución de buffer de fosfato salino conocido como PBS con una concentración de 0,1 M, con una razón alga seca/PBS equivalente a 1:20. Para determinar su volumen se utilizan los siguientes datos:

Tabla 4.17: Datos para del diseño del reactor de extracción y solubilización de proteínas.

Dato	Valor	unidad	Referencia
Masa corriente F5	54,7	t	BM
Masa Corriente F7	148,5	t	BM
Densidad de alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad arena	1,4	t/m <sup>3</sup>	[48]
<b>Dimensión característica</b>	<b>Volumen</b>		<b>198 m<sup>3</sup></b>

Para los detalles del cálculo dirigirse al anexo D.1.

Entre los requerimientos importantes de este equipo, es que debe contar con un agitador para mejorar la interacción entre el solvente y el soluto, además de tener una chaqueta calefactora que caliente la solución a -4°C en la parte del ciclo de descongelamiento.

### 4.3.2. Filtros

Los filtros de utilizados en el proceso, se usan con el fin de efectuar una separación de un sólido de líquido. Para el caso del filtro 1, se separa las algas agotadas de la solución de PBS con proteínas solubilizadas. En el filtro 2, se separa algas tratadas con solución alcalina de dicha solución. En el filtro 3, la separación ocurre entre las algas neutralizadas y la solución residual ácida utilizada en la neutralización. En el filtro 4, se separa las algas blanqueadas de la solución de hipoclorito de sodio que se usa para blanquear dichas algas. Finalmente, en el filtro 5 se separa una solución con agar solubilizado de las algas agotadas en agar, cabe mencionar que esta filtración debe realizarse a temperaturas mayores o iguales a 80°C, y es por esto que se instalará una chaqueta calefactora que mantenga dicha temperatura, en caso contrario el agar disuelto podría gelificar y perderse en la torta formada dentro del equipo.

Para para determinar la dimensión característica, se utiliza la ecuación de diseño de un filtro y los siguientes datos:

Tabla 4.18: Datos utilizados en común para todos los filtros.

<b>Datos para todos los filtros.</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Resistencia del medio	$2,28 \times 10^8$	1/m	[50]
Resistencia de la torta	$4,1 \times 10^6$	1/m	[50]
Diferencia de presión	30	kPa	[50]
Tiempo de filtrado	7200	s	-

Tabla 4.19: Datos usados para las dimensiones del filtro 1.

<b>Datos Filtro 1</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad PBS	0,001	Pa s	[51]
Masa Corriente F8	203,2	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad PBS	1,006	t/m <sup>3</sup>	[43]
Densidad arena	1,4	t/m <sup>3</sup>	[48]

Tabla 4.20: Datos usados para las dimensiones del filtro 2.

<b>Datos Filtro 2</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad solución NaOH	0,001	Pa s	[52]
Masa Corriente F17	190,1	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad solución NaOH	1,0035	t/m3	[45]
Densidad arena	1,4	t/m3	[48]

Tabla 4.21: Datos usados para las dimensiones del filtro 3.

<b>Datos Filtro 3</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad Solución H2SO4 0,025 %	0,001	Pa s	[53]
Masa Corriente F21	179,5	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad solución H2SO4	1,0001	t/m3	[46]

Tabla 4.22: Datos usados para las dimensiones del filtro 4.

<b>Datos Filtro 4</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad solución NaClO	0,001	Pa s	[54]
Masa Corriente F25	242,6	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad solución NaClO	1,00	t/m3	[47]

Tabla 4.23: Datos usados para las dimensiones del filtro 5.

<b>Datos Filtro 5</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad del agua	0,0003	Pa s	[54]
Masa Corriente F29	242	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad del agua	1,00	t/m3	[42]

Realizando los cálculos detallados en el anexo D.2 se llega a los siguientes resultados:

Tabla 4.24: Resultados de dimensionamiento de área transversal de los filtros

Dimensión característica		
Dato	Valor	Unidad
Área transversal Filtro 1	0,21	m2
Área transversal Filtro2	0,2	m2
Área transversal Filtro 3	0,19	m2
Área transversal Filtro 4	0,26	m2
Área transversal Filtro 5	0,26	m2

### 4.3.3. Centrifuga

Para determinar las dimensiones de la centrifuga se emplea la ecuación de diseño para este equipo. Además, se imponen dimensiones como la altura y radio medio a partir de diseños existentes en el mercado. se utilizan datos obtenidos por bibliografía, los cuales se muestran a continuación:

Tabla 4.25: Datos para el diseño de la centrifuga

Dato	Símbolo	Valor	Unidad	Referencia
Densidad partícula	$\rho_p$	1350	kg/m3	[55]
Densidad fluido	$\rho_l$	1006,2	kg/m3	[43]
Viscosidad fluido	$\mu_f$	$1,025 \times 10^{-3}$	Pa s	[51]
Diámetro de partícula	$D_p$	$2 \times 10^{-5}$	m	[57]
Velocidad angular	$\omega$	266,6	rps	[56]
Radio medio	$R_m$	0,075	m	[58]
Largo equipo	L	0,75	m	[58]
Flujo a tratar	$Q_{10}$	147,9	m3	BM

De acuerdo a lo anterior y realizando los cálculos, se obtienen las siguientes características del equipo. Los detalles de estos cálculos se encuentran en el anexo D.3.

Tabla 4.26: Resultados dimensiones centrifuga.

Característica	Valor	Unidad
Capacidad de la centrifuga	50,56	m <sup>3</sup> /h
Tiempo de centrifugado	3,2	h

#### 4.3.4. Columna de cromatografía

Para determinar las dimensiones de la columna de cromatografía, se usan las corrientes de entrada obtenidas del balance de masa, más los datos impuestos en la siguiente tabla, se obtiene el diámetro de la columna:

Tabla 4.27: Datos para el diseño de la columna de cromatografía.

Columna de cromatografía		
Dato	Valor	Unidad
Capacidad	20	mg/ml
Ciclos por lote	10	-
Altura máxima	0,5	m
Dimensión característica: Diámetro de la columna	20,29	cm
Dimensión característica: Volumen de la columna	16,16	L

Para ver el desarrollo y detalles de los cálculos ir a anexo D.4.

#### 4.3.5. Reactor Tratamiento alcalino

Para determinar la dimensión del reactor alcalino se utiliza la información bibliográfica encontrada para esta etapa, con ello se ocupa una solución de hidróxido de sodio con una razón alga seca/NaOH equivalente a 1:20. Para determinar su volumen se utilizan los siguientes datos:

Tabla 4.28: Datos para el diseño del reactor alcalino.

Dato	Valor	unidad	Referencia
Masa corriente F9	54,3	t	BM
Masa Corriente F16	135,8	t	BM
Densidad de alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad arena	1,4	t/m3	[48]
Densidad solución NaOH	1,003	t/m3	[45]
<b>Dimensión característica</b>	<b>Volumen</b>		<b>184,3 m3</b>

Para los detalles del cálculo dirigirse al anexo D.5.

#### 4.3.6. Reactor Neutralización

Para determinar la dimensión del reactor alcalino se utiliza la información bibliográfica encontrada para esta etapa, con ello se ocupa una solución de ácido sulfúrico con una razón alga seca/H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> equivalente a 1:20. Para determinar su volumen se utilizan los siguientes datos:

Tabla 4.29: Datos para el diseño del reactor del neutralización.

Dato	Valor	unidad	Referencia
Masa corriente F19	53,3	t	BM
Masa Corriente F20	126,1	t	BM
Densidad de alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,003	t/m3	[46]
<b>Dimensión característica</b>	<b>Volumen</b>		<b>174,6 m3</b>

Para los detalles del cálculo dirigirse al anexo D.6.

#### 4.3.7. Tanque de blanqueo

Para determinar la dimensión del tanque de blanqueo se utiliza la información bibliográfica encontrada para esta etapa, con ello se ocupa una solución de hipoclorito de sodio con

una razón alga seca/solución equivalente a 1:30. Para determinar su volumen se utilizan los siguientes datos:

Tabla 4.30: Datos para el diseño del tanque de blanqueo.

Dato	Valor	unidad	Referencia
Masa corriente F23	53,3	t	BM
Masa Corriente F24	189,2	t	BM
Densidad de alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad solución NaClO	1,00	t/m <sup>3</sup>	[47]
<b>Dimensión característica</b>	<b>Volumen</b>		<b>238,1 m<sup>3</sup></b>

Para los detalles del cálculo dirigirse al anexo D.7.

#### 4.3.8. Tanque de Cocción

Para determinar la dimensión del tanque de cocción se utiliza la información bibliográfica encontrada para esta etapa, con ello se ocupa agua con una razón alga seca/agua equivalente a 1:30. Para determinar su volumen se utilizan los siguientes datos:

Tabla 4.31: Datos para el diseño del tanque de cocción.

Dato	Valor	unidad	Referencia
Masa corriente F27	53,3	t	BM
Masa Corriente F28	189,2	t	BM
Densidad de alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad agua	0,971	t/m <sup>3</sup>	[42]
<b>Dimensión característica</b>	<b>Volumen</b>		<b>238,3 m<sup>3</sup></b>

Para los detalles del cálculo dirigirse al anexo D.8.

#### 4.3.9. Secador

En esta etapa se utiliza un secado por aspersión, esto con el objetivo de disminuir el exceso de humedad y así obtener el producto deseado, el agar.

Para el dimensionamiento de esta operación se toma como guía el diseño presentado por Liliana Martínez, en su tesis llamada “Dimensionamiento y simulación de un secador por aspersión de nivel piloto” [59]. Utilizando los siguientes datos:

Tabla 4.32: Datos constantes del sistema para el dimensionamiento del secador.

Datos constantes del sistema				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Cte. Antoine	$A_A$	8	-	[59]
Cte. Antoine	$B_A$	1730	-	[59]
Cte. Antoine	$C_A$	233	-	[59]
Capacidad calorífica del aire seco	$C_{pa}$	1005	J/kg k	[59]
Capacidad Calorífica del agua	$C_{pw}$	4186	J/kg k	[59]
Capacidad calorífica de vapor de agua	$C_v$	1884	J/kg k	[59]
Peso molecular del agua	$M_w$	0,018	Kg/mol	[59]
Peso molecular del aire	$M_a$	0,029	Kg/mol	[59]
Presión de trabajo X región	$P_t$	101900	Pa	[61]
Temperatura de referencia	$T_0$	273,15	K	[59]
Calor latente de vaporización a $T_0$	$\lambda_0$	2502300	J/kg	[59]
Densidad de agua	$\rho_w$	0,997	kg/m <sup>3</sup>	[59]

Con lo anterior se obtienen los siguientes resultados del dimensionamiento del secador. Para ver más detalles de cálculo dirigirse a anexo D.9.

Tabla 4.33: Dimensión característica del secador.

Dimensión característica		
Dato	Valor	Unidad
Diámetro de la cámara	1,74	m

## 4.4. Diagrama flujos planta

A continuación en la figura 4.17 se presenta el diagrama de flujos de la planta de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*, mostrando los equipos que se utilizan para llevar a cabo el proceso y los flujos de masa obtenidos desde los balances.

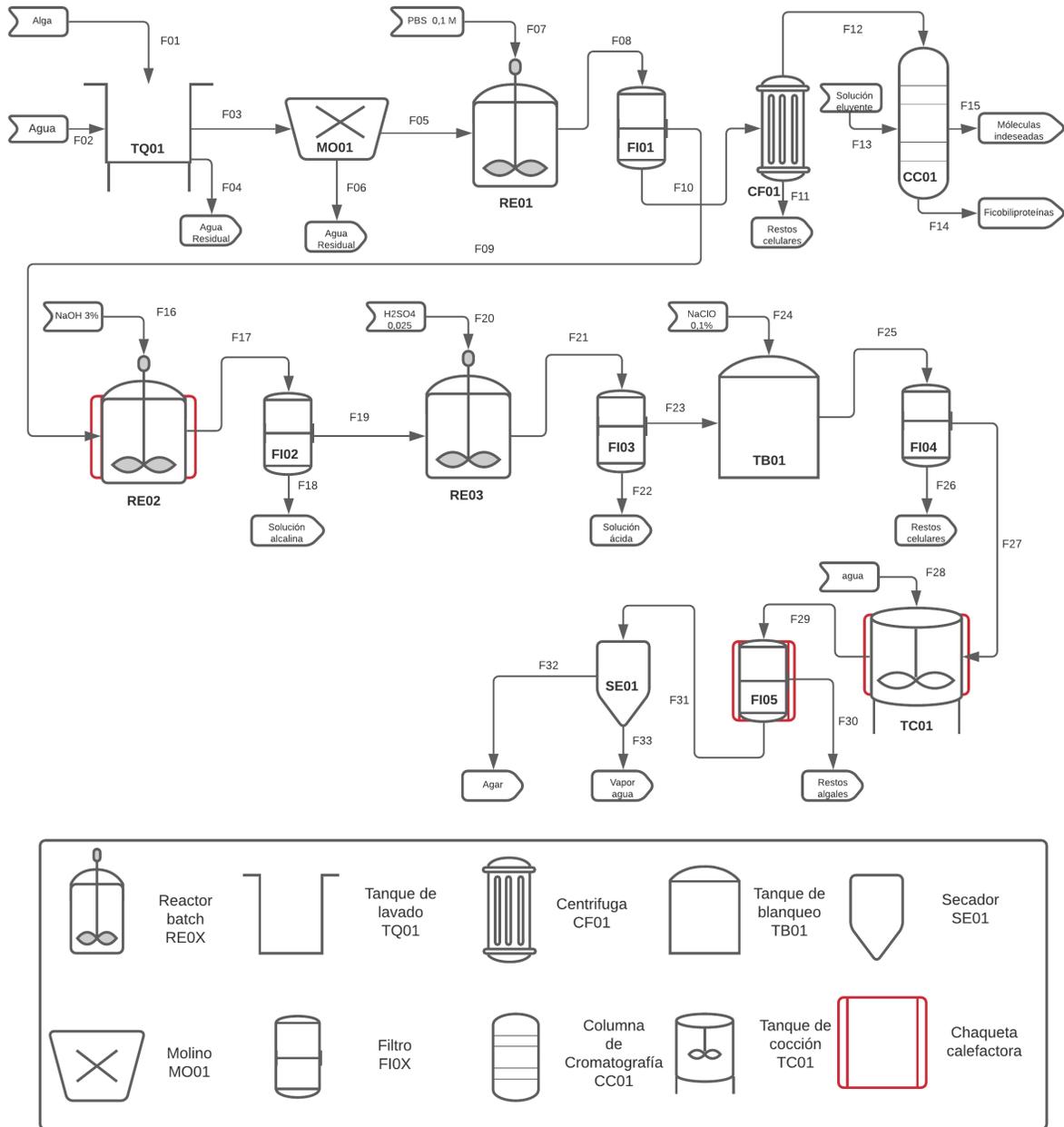


Figura 4.17: Diagrama de flujos planta de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*.

## 4.5. Ubicación y Disposición de la planta

### 4.5.1. Ubicación

Para llevar a cabo el proyecto se escoge un terreno que se ubique cerca de zonas costeras de las regiones donde abunde el alga a tratar. Lo anterior con el fin de tener cercanía con la materia prima con la que se inicia el proceso y sea más fácil el acceso de este insumo, así su disponibilidad sería inmediata y se evitarían grandes costos de transporte a la planta. La región escogida es la Décima región ya que esta es la que cuenta con más abundancia de algas rojas como se muestra en el gráfico de la figura 4.18 [38]. Los datos más específicos se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 4.34: Cantidad de algas rojas por región

Región	Cantidad t
II	470
III	928
IV	1189
V	2
VIII	62
X	10085
XIV	72

### Porcentaje cosecha de algas rojas en Chile

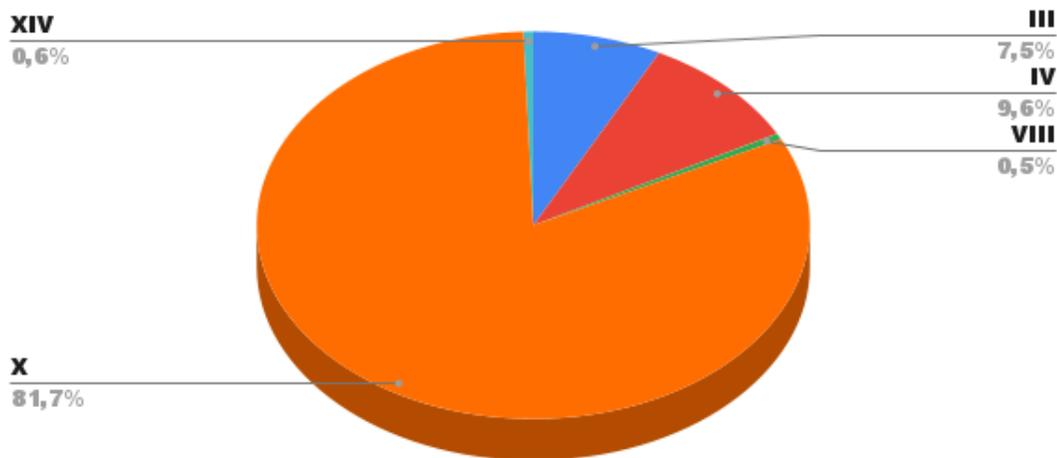


Figura 4.18: Algas rojas por región en Chile . Elaboración propia [38].

Según lo anterior, se busca terrenos en el servicio de impuestos internos, específicamente en cartografía digital. se muestra que existen terrenos a la costa de Osorno en donde se puede

establecer la planta. [63] . La idea es no afectar a ninguna zona protegida o comunidad indígena. Es por esto que se decide que la mejor es ubicar cerca de Bahía Mansa, a kilómetros al sur de la comunidad Perretrún-Pucatrihue.

A continuación se presenta una imagen con el mapa y la zona de la posible ubicación de la planta. Esta esta marcada con un rectángulo rojo.



Figura 4.19: Mapa de la posible ubicación de la planta de extracción de agar y ficobiliproteínas. [63]

#### 4.5.2. Disposición de la planta

A continuación se presenta la disposición preliminar de la planta de extracción de agar y ficobiliproteínas a partir de *Agarophyton chilensis*. En la figura 4.20 se muestra la distribución considerando los equipos, laboratorios, oficinas, bodegas, baños, etc.

La disposición se basó en lo visto durante las experiencias en prácticas profesionales hechas a lo largo de la carrera. La planta se divide en dos zonas principales. La primera, es la zona de administración general, aquí se ubican los trabajadores encargados de velar por el orden de la planta. Por ejemplo, están las oficinas administrativa, esta contiene múltiples oficinas juntas, aquí es donde puede trabajar la gente externa que venga a realizar labores a la planta o los apoyos de las diferentes áreas. También están las oficinas de los jefes de calidad, recursos humanos, desarrollo, jefe de planta. Además, se consideran zonas para comer, baños, zonas de espera y recreación para los horarios libres.

Cabe destacar que todo lo anterior se encuentra en el segundo nivel de ese edificio. el primer piso se utilizará como bodega para los isumos de toda la planta.

Luego se encontrará la entrada, donde se tiene acceso de vehículos y peatones, junto a ella también esta seguridad del recinto donde se controla la entrada y salida del personal y transporte. Colinda con la guardería un estacionamiento para todos los trabajadores de la

planta.

Finalmente se tiene la zona de procesamiento, aquí es donde se ubican todos los equipos que proporcionaran la extracción de los productos deseados. También junto con ellos esta la oficina del ingeniero ingeniera en jefe encargado del proceso y la sala de control. Importante la instalación de bodegas para los insumos y productos se que necesitan y generan con el proceso. Adicionalmente se tienen laboratorios de calidad y desarrollo, uno para tener control de la calidad de lo que se esta laborando y el otro para desarrollar o conocer nuevas tecnologías que optimicen y mejoren el proceso. Finalmente, se tienen camarines y comedores para los operarios que ayudan a llevar a cabo la extracción.

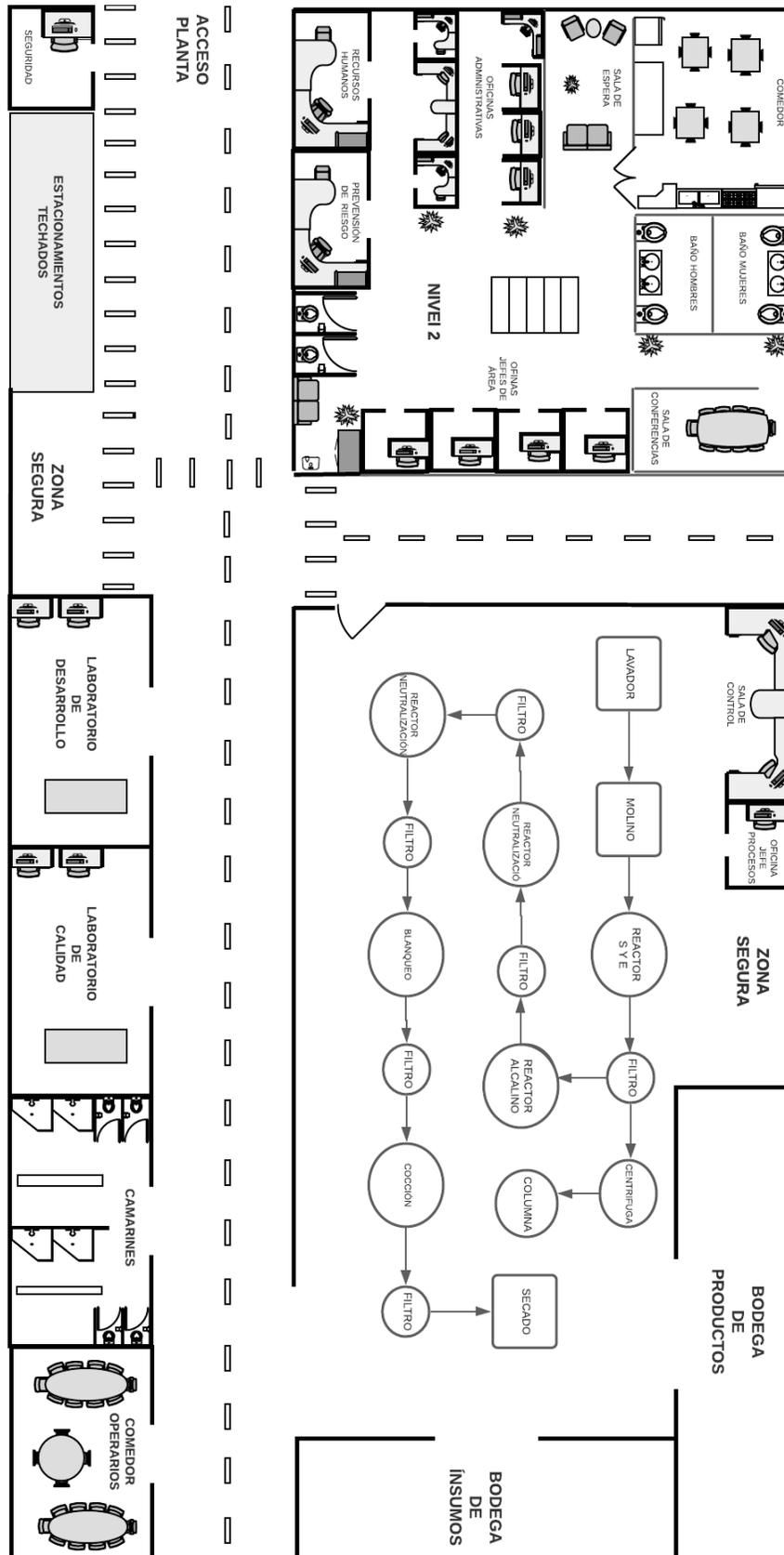


Figura 4.20: Disposición preliminar planta de extracción de agar y fucobiliproteínas. Elaboración propia.

# Capítulo 5

## Discusiones

El objetivo de este estudio consiste en estudiar y evaluar la prefactibilidad técnica del proceso de extracción de ficobiliproteínas y agar a partir de *Agarophyton chilensis*. A modo general se logró la realización de cada objetivo tanto general como específico, y todas las tareas incluidas en la metodología para llevar a cabo dichos objetivos. Más aún, con el fin de lograr lo anterior se efectuaron una serie de supuestos para simular las etapas que forman parte de proceso, los cuales deben ser discutidos y analizados para dimensionar el acercamiento que se tuvo de todo el diseño planteado.

### 5.1. Discusiones: Descripción del proceso

Todas las etapas incluidas en el proceso propuesto fueron sacadas de información bibliográfica, de estudios previos tanto de extracción de ficobiliproteínas como de extracción de agar. Para la primera parte del proceso, en la extracción de las proteínas, no se consideran todas las etapas que se presentan en los estudios bibliográficos, esto ya que a lo largo del proceso se fue optando por los equipos que cumplían mejor su función de cada operación unitaria. Primero, las etapas de molienda y lavado fueron añadidas por decisión propia ya que es lógico que la materia prima debe ser lavada antes de ser tratada, así se eliminan impurezas provenientes del mar. En el caso de la molienda, se determina que para llegar de manera más fácil a la estructura interna del alga, se debe disminuir el tamaño de esta y así conseguir más área de contacto.

En cuanto a la extracción se tenía opción de utilizar técnicas de ultrasonido variando las presiones dentro del reactor, tratamientos enzimáticos y ciclos de congelamientos y descongelamiento, se escogió el último de los métodos puesto que se tenía más información, por lo tanto aumentaba la seguridad de su funcionalidad. En cuanto a implementación parece un método un poco complicado ya que como se propuso se deben mover grandes cantidades de flujos desde el reactor a la máquina de congelación y así durante los dos ciclos impuestos. Más aún se descartan los otros dos métodos por el alto costo de implementación, a futuro se podría hacer un estudio evaluando cual sería la mejor opción en cuanto a lo económico, considerando también aspectos técnicos.

En cuanto a la solubilización de proteínas, se propone la utilización de PBS como solvente, ya que según bibliografía este sería el mejor para solubilizar la mayor cantidad de

ficobiliproteínas. Como el estudio no evalúa el comportamiento de este en el alga en cuestión, no se tiene seguridad de su funcionalidad en *Agarophyton chilensis*.

Con respecto a la clarificación se decide solo usar una filtro con el fin de separar las algas agotadas en proteínas de la solución con las ficobiliproteínas disueltas. Y una centrifuga para eliminar los posibles restos celulares que quedarán presentes en dicha solución.

En la purificación se decide utiliza una columna de intercambio iónico ya que este sería el mejor método para agrupar las proteínas de interés. Mediante la búsqueda bibliográfica se encontraron más métodos para mejorar esta etapa, como por ejemplo la precipitación por sales, pero añadir esto al proceso implicaría agregar otra centrifuga, lo cual tiene un gasto bastante mayor.

Para el proceso de obtención de agar se utilizan operaciones clásicas. Primero un tratamiento alcalino que ayuda a eliminar los sulfatos presentes en el alga y que dificultan la extracción de este tipo de algas. Entre cada etapa se utilizan filtros con el fin de separar el sólido tratado, se elige este equipo ya que tiene una implementación simple, no requiere de mucha supervisión y funciona bien para separar partículas grandes como lo son las algas que se están tratando.

Dentro del proceso también se añade una etapa de blanqueo, esto con el fin de poder obtener un producto estéticamente llamativo y que no aporte color al momento de ser usado por los clientes que compren el agar resultante.

## 5.2. Discusiones: Balance de masas

Para la primera etapa, la de limpieza, se considera supuestos que se crearon a partir de la lógica, como lo es el de razón alga/agua de 1:2, no hay un respaldo que garantice que con el doble de volumen se limpie la materia prima quedando tan solo con el 10 % de impurezas, esto podría perjudicar al momento de hacer real el proyecto, quizás se requiera más agua variando el volumen del equipo que se necesite o en el mejor de los casos un volumen menos de agua lo cual sería positivo porque disminuye el gasto de recursos. Por otro lado, se asume una humedad de 88 %, este dato fue tomado de un informe de otro especie de alga, lo anterior afecta directamente en el cálculo de las composiciones de esta etapa. También es importante mencionar que se asume que las algas solo traen como impureza marina la arena, esa se considera en un 10 % en masa del alga total, dato del cual no se tiene seguridad, además podrían venir otro tipo materiales indeseados como microorganismos o conchas que afecten el desarrollo de esta etapa.

En cuanto a la etapa de molienda, destacar que esta funcionaria bajo condiciones de humedad alta, esto podría afectar el funcionamiento del equipo, o podría deteriorarlo. Se decidió poner esta etapa posterior al lavado, priorizado la eliminación de la arena en las algas, impureza que podría afectar de gran manera, más de lo que afectaría la humedad, el funcionamiento del molino.

Con respecto a la extracción y solubilización de ficobiliproteínas. Primero, se usa como

supuesto una razón de 1:20 de alga seca solvente como la cantidad más óptima de solubilizar las proteínas de interés, pero esta proporción fue estimada para el proceso a escala de laboratorio por otro estudio. Esta proporción podría cambiar a escala industrial, más aún es lo que se espera, disminuir, ya que al utilizar esta razón el volumen a tratar es muy grande, lo que implicaría altos costos de equipo e implementación. Además, el volumen debe ser congelado y descongelado en dos ocasiones para completar los ciclos que se estipularon, y como se dijo anteriormente si el volumen es demasiado grande se dificulta el funcionamiento de esta operación. Cabe destacar que se propone realizar los ciclos de congelamiento con una maquina hacedora de hielo, ya que en la información recopilada no se menciona un equipo específico para llevar a cabo esta labor, y como se deben procesar grandes flujos, se requiere una maquina que trabaje con estas dimensiones para cumplir el objetivo en el tiempo estipulado. También se tiene como supuesto que bajo las condiciones impuesta como el número de ciclos de congelamiento descongelamiento, y el solvente a utilizar, la extracción sería del 94 %, dicho porcentaje podría variar ya que no se tiene seguridad si el equipo para realizar los ciclos funcionará y además el porcentaje de extracción se tiene con otro tipo de alga y podría no ser igual con *agarophyton chilensis*, habiendo sobre estimado la cantidad extraída, o mejor, subestimado.

Con respecto al balance de masas en los filtros, en todos los cálculos se realizaron los mismo supuestos. El más fuerte sería asumir que el sólido que se quiere separar de la fase líquida es totalmente retenida en la torta del filtro, además en ella no se queda atrapada ningún material de interés, lo anterior tiene como consecuencia una sobrestimación de los productos que se obtienen a lo largo del proceso. Básicamente se está asumiendo que la eficiencia de los filtros es ideal, funcionando al 100 %, lo cual en la realidad tanto a nivel de laboratorio e industrial no pasaría.

En cuanto a la etapa de centrifugación uno de los supuestos más fuertes es el de que se logran eliminar todas las impurezas, restos celulares, con lo cual la solución clarificada que sale de la centrifuga está libre de dichos productos indeseados. Lo anterior afecta directamente los cálculos para las corrientes siguientes, subestimando su cantidad. También es un sesgo al momento de escoger el método de purificación con el que se continúa.

Continuando con la purificación, para este balance se toma como supuesto la recuperación de proteínas de un 90 %, aquí no se hace diferenciación entre la ficianina y ficoeritrina en términos de recuperación, lo cual si podría variar al momento de hacer realidad el proceso. Es muy probable que la recuperación para las diferentes proteínas varíe entre ellas y además podría haber recuperación de algún producto indeseado.

En la etapa de tratamiento alcalino, la solución básica utilizada se encuentra en una concentración de 3 % esto según bibliografía sería el parámetro óptimo para la eliminación de los sulfatos presentes en las algas. Junto con ello la razón a utilizar de alga seca/ solución equivalente a 1:20 también sería otro de los parámetros óptimos, cabe mencionar nuevamente que estos parámetros fueron estudiados a escala de laboratorio y podría variar al momento de abordar el proceso a escala industrial. Otro de los supuestos es la cantidad presente de sulfatos en el alga, se considera un 6 % de este, pero esta información es de otro tipo de alga roja, al variar este porcentaje podría influir en la cantidad de solución de NaOH necesaria para eliminar la totalidad de los sulfatos, y a su vez perjudicar bajando el porcentaje de extracción

de agar por la presencia de dicha molécula.

En el balance de materia de la neutralización se ingresa una solución ácida a una razón 1:20 de alga seca/ solución, esta razón se obtiene por bibliografía, con ello se asume que la mezcla total que ingresa al reactor se neutralizará, con lo cual se acepta que con esa razón existirán las moléculas de  $H^+$  suficientes para neutralizar a todas las moléculas de  $OH^-$  presentes en la mezcla proveniente de F20. Se tienen dos casos , primero podría pasar que con esa razón de ácido no se cumpla la cuota para lograr el objetivo de neutralizar la mezcla teniendo una mezcla ácida, lo cual afecta a los parámetros del producto final. y otro caso, podría ocurrir que se este usando un exceso de solución, teniendo un gasto innecesario del insumo, afectando económicamente el proceso.

Sobre la etapa de blanqueo y cocción, surgen los mismos análisis mencionado en las discusiones anteriores. Cada una de las etapas cuentan con una razón de alga seca/solución y alga seca/agua encontradas por bibliografía, y con ello se espera que cumplan sus funciones correspondiente, más aún no se tiene la seguridad de ello. Por lo tanto, hay una incertidumbre de que si hará falta una proporción mayor o si se esta ocupando un exceso de insumo, influyendo de mala manera en lo económico del proceso.

El balance de masa realizado en los filtros es igual en todos, se asume que lo que se quiere retener en la torta se hace al 100 % y el filtrado queda totalmente separado del sólido. En el filtro 1, si se tiene que un 5 % de alga pasa por el filtrado pero solo como restos celulares, lo cual podría no ser así ya que a momento de estar comenzando la formación de la torta si podría filtrarse trozos de algas indeseados. En los filtros siguientes se asume que todas las algas se retienen en la torta y en ellas no queda nada de las distintas soluciones a separar, lo cual es una idealidad que no ocurriría en la realidad y por lo tanto se sobre estiman los flujos de interés, o sea como resultado se obtiene más de lo que realmente se producirá.

### 5.3. Discusiones: Dimensionamientos

A modo general la mayoría de los diseños o ecuaciones de diseño utilizadas para llegar a las dimensiones características de cada equipo dependen de densidades, viscosidades, o características físicas que se desconocen. Estas se pueden encontrar como valores que asimilen la realidad pero aún así no se tiene una 100 % de certeza sobre ellos. Por lo anterior, podría pasar que los equipos se sobredimensionen o en el peor de los casos se sub dimensionen. Con el fin de disminuir este error se utiliza un factor de seguridad que aumenta el tamaño de las dimensiones obtenidas en cada equipo.

Para determinar las dimensiones de los tanques y reactores del proceso, se calcula cual es el volumen que se debe tratar por batch para completar la cuota de productos determinada en el caso base y en los tiempos de procesamiento, lo que quiere decir que se suman los volúmenes de las corrientes de entrada, para ello se utilizan los resultados provenientes de los balances de masa y las densidades de las composiciones de cada corriente. En todos estos equipos entran corrientes con algas, ya sean frescas, agotadas en proteínas, agotadas en sulfatos, neutralizadas, o blanqueadas, para cada caso se ocupa la misma densidad, la del alga fresca, este es un supuesto bastante fuerte ya que define gran parte del volumen de cada

reactor, y es muy probable que las densidades según el caso sean diferentes a la utilizada, y por tanto los volúmenes cambiarían aumentando o disminuyendo el tamaño de los tanques.

Durante el dimensionamiento de los filtros, en la ecuación de diseño se ocupan datos de resistencia de torta, resistencia del medio, diferencia de presión, y tiempo de filtrado, como variables comunes entre todos. Lo anterior tiene lógica para el caso de resistencia del medio ya que este parámetro es fijo y depende de como se condicione el filtro, en el caso del tiempo de filtrado y diferencia de presión también es lógico como parámetro constante ya que se pueden controlar de acuerdo a la conveniencia del proceso. Más aún la resistencia de la torta es un parámetro que depende del sólido que se este separando y como en los filtros usados se separan algas bajo distintas condiciones, no tiene lógica pensar que este valor sea igual en todos los equipos de separación. Además, se utiliza el valor de la resistencia de una torta generada en el filtro de una maceración de cerveza, si bien ambas, algas/ bagazo son materia orgánica, probablemente tengan un comportamiento diferente a lo largo de esta operación. Lo mismo ocurre con las viscosidades del líquido a separar, la mayoría de los valores encontrados son de soluciones a concentraciones diferentes de las que se están usando, si bien son concentraciones bajas y por tanto el rango de variación es acotado, de todas maneras podría cambiar el valor de los resultados ocupando el valor real en cada caso.

## **5.4. Discusiones: Ubicación y Disposición de la planta.**

En cuanto a la ubicación de la planta, se estima una geolocalización aproximada donde sería posible poner las instalaciones de la planta, dicha información se obtuvo del servicio de impuestos internos (SII). Durante la búsqueda se podían ver variados terrenos para adquirir que no eran parte de alguna comunidad indígena o algún lugar protegido. Por lo tanto, parece ser una decisión acertada establecer el proceso ahí, pero el SII solo informa si el terreno, esta disponible para compra o si es estatal, por lo que en esos caso la adquisición dependerá del del dueño o si el estado permita la venta de este terreno.

Con respecto a la disposición de la planta, se realiza un layout básico de como sería el lugar que conforme la planta de obtención de agar y ficobiliproteínas, se hizo boceto con la información obtenida con los resultados de equipos y balances. Además de realizar este boceto con lo aprendido y observado durante las practicas profesionales, específicamente se basa en la disposición de la planta procesadora Maltexco S.A donde se realizó actividades durante seis meses.

La disposición no es del todo precisa, puesto que no se conoce el número de trabajadores de esta planta, ya que esto escapa de los objetivos establecidos, por lo tanto el layout presentado solo muestra las zonas que deberían existir en la planta, como baños, zonas de seguridad, almacenamientos, zonas de administración, zona de equipos, entre otras. De acuerdo a lo anterior, si se logra visibilizar los espacios necesarios para empezar con este proyecto.

# Capítulo 6

## Conclusiones

Fue posible realizar un estudio y evaluación técnica del proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas ocupando como materia prima el alga roja *Agarophyton chilensis* con el fin de aprovechar mayormente los componentes de dicha alga, dando valor agregado al proceso de extracción de agar. Es así como se cumplieron los objetivos planteados para este informe que incluían, proponer un proceso para la extracción de los productos mencionados anteriormente, se realizó un análisis de bibliografía para decidir las operaciones unitarias correctas, que consisten en 16 etapas las cuales incluyen dos líneas de producción, una de agar y otra de ficobiliproteínas. También se logró determinar un caso base fundamentado en la cantidad de agar que se procesa en Chile y en la disponibilidad de alga. Con ello se determinó que la cantidad de alga a procesar por lote, considerando 335 días de trabajo en el año, es de  $59,4 \frac{t}{lote}$ , y este lote se renueva cada 24 horas.

Se lograron establecer los balances de masa por cada operación unitaria, determinando las corrientes de entrada y salida para los equipos del proceso, lo cual facilitó el cálculo de los insumos y materiales a utilizar. Asimismo, se logró resolver el nivel de producción y cantidad de producto que se obtendrá del proceso total. Cabe destacar que se logra obtener por lote una cantidad de agar de 1,35 t, y 2,8 kg de ficobiliproteínas, entre ellas ficoeritrina y ficocianina. También se obtuvo las corrientes de desechos como agua, soluciones ácidas, soluciones básicas, soluciones con hipoclorito, y residuos algales, los cuales serán tratadas por externos estando fuera de los alcances de este proyecto.

Se consiguió obtener las dimensiones de los equipos escogidos para lograr la producción deseada. Los tamaños de los reactores van de 174 a 198  $m^3$  de volumen, mientras que los tanques rondan los 238  $m^3$ , junto con una centrifuga con una capacidad de 51  $m^3/h$ , filtros que van de 0,2 hasta 0,26  $m^2$  de área transversal, una columna de 0,2 m de diámetro, y un secador de 1,74 m de diámetro.

Se establecieron límites de la posible ubicación de la planta, basado en estar en un lugar donde la disponibilidad de materia prima fuera accesible y abundante, esto sería en la costa de Osorno, cerca de Bahía Mansa, a kilómetros al sur de la comunidad Perrentrún-Pucatrihue.

También se logró determinar la disposición parcial de la planta, plasmada en un layout donde se describen e incluyen los principales espacios que se debería tener para un correcto funcionamiento, estos serían: baños, oficinas y zonas de administración, almacenamientos,

zona de equipos, estacionamientos, guarderías, recursos humanos, prevención de riesgo, etc.

Finalmente se concluye que fue posible el estudio de pre factibilidad una planta se extracción de agar y ficobiliproteínas a partir de *Agarophyton chilensis*. Más aún no se puede asegurar la factibilidad de este proyecto hasta conocer los parámetros que definen los resultados de este informe.

# Capítulo 7

## Recomendaciones

Al ser una investigación totalmente teórica, o sea no se tienen los datos determinados empíricamente. Se recomienda hacer un estudio de laboratorio para determinar los parámetros desconocidos que influyen en la construcción del proceso de extracción, como por ejemplo:

- Estudio para determinar las densidades de todas las soluciones a utilizar, y a las temperaturas correspondientes.
- Estudio para determinar las viscosidades de todas las soluciones involucradas en el proceso.
- Estudio para evaluar el comportamiento y determinar las resistencias de tortas en los filtros, para las algas tratadas que salen de las diferentes operaciones.
- Estudio para evaluar la posible disminución de las razones alga seca/ líquido a utilizar en los tanques y reactores, ya que debido a esto el tamaño de estos equipos es considerable.
- Estudio de las concentraciones y características de las soluciones en las corrientes de salidas, para evaluar un posible reciclaje de ellos en el proceso.

Por otro lado, luego de tener los parámetros anteriormente mencionados y así lograr un estudio de pre factibilidad técnica mucho más completo, se recomienda añadir un estudio económico, junto con un estudio ambiental y social al proyecto.

# Bibliografía

- [1] ALVES, C. & SILVA, J. & FREITAS, R. & PINTEUS, S. & REBOLEIRA, J. & PEDROSA, R. & BERNARDINO, S . (2019). Red Algae. Nonvitamin and Nonmineral Nutritional Supplements. <https://doi:10.1016/b978-0-12-812491-8.00051-5>
- [2] POBLETE, RODRIGO, CORTES, ERNESTO, MACCHIAVELLO, JUAN Y BAKIT, JOSÉ. (2018). Factors influencing solar drying performance of the red algae *Gracilaria chilensis*. *Renewable Energy*. <https://10.1016/J.RENENE.2018.04.042>
- [3] FAO. La industria de las algas marinas. [En línea]. <<http://www.fao.org/3/y3550s/y3550s04.htm#3.2%20Las%20algas%20marinas%20como%20fuente%20de%20hidrocoloides>> [consulta: 23 abril 2021 ]
- [4] DIRECON-PROCHILE. Exportación de Mercancías, Sectores y Mercado. [En línea]. <[https://www.prochile.gob.cl/wpcontent/uploads/2018/08/anuario\\_servicios\\_capitulo1\\_bienes\\_2018.pdf](https://www.prochile.gob.cl/wpcontent/uploads/2018/08/anuario_servicios_capitulo1_bienes_2018.pdf)>. [consulta: 23 abril 2021]
- [5] LEE, WEI-KANG, LIM, YI-YI, LEOW, ADAM THEAN-CHOR, NAMASIVAYAM, PARAMESWARI, ONG ABDULLAH, JANNA Y HO, CHAI-LING. (2017). Biosynthesis of agar in red seaweeds: A review. *Carbohydrate Polymers*. <https://10.1016/J.CARBPOL.2017.01.078>
- [6] MARTINEZ, L. A. & BUSCHMANN, A. H. (1996). Agar yield and quality of *Gracilaria chilensis* (Gigartinales, Rhodophyta) in tank culture using fish effluents. En: *Hydrobiologia*. Kluwer Academic Publishers, ISSN. <https://10.1007/BF00047828>
- [7] KANNAUJIYA, VINOD K.& SUNDARAM, SHANTHY & SINHA, RAJESHWAR P. (2017). Phycobiliproteins: Recent developments and future applications. <https://10.1007/978-981-10-6460-9>
- [8] FRESÁN, U. & SABATÉ, J . (2019). Vegetarian Diets: Planetary Health and Its Alignment with Human Health. Supplement to *Advances in Nutrition*. Vol 10. <https://doi.org/10.1093/advances/nmz019>
- [9] GARCÍA, J. & SEPUEVELDA, F. Investigación de mercado de productos vegetarianos en Chile. Seminario de título, ingeniería comercial. Santiago de Chile . Universidad de Chile. 2009.
- [10] CLIMATERRA. El fin de la carne: crecen el vegetarianismo y el veganismo . [en línea] <<https://www.climaterra.org/post/el-fin-de-la-carne-crecen-el-vegetarianismo-y-el-veganismo#:~:text=5%25%20de%20la%20poblaci%C3%B3n%20mundial,unos%20375%20millones%20de%20personas>> [consulta: 28 abril 2021]
- [11] ARMISÉN, R. & GAIATAS, F (2009) Agar, Handbook of Hydrocolloids . Hispanagar S. A., Spain <https://doi:10.1533/9781845695873.82>

- [12] FAO. PROPERTIES AND USES OF AGAR, PRODUCTION.[en línea]. <<http://www.fao.org/3/x5822e/x5822e03.htm>> [consulta: 22 abril 2021].
- [13] EFRAÍN ANDRÉS MONTILLA-ESCUADERO<sup>1</sup>, MIRYAM FÁTIMA DULCE-RIVADENEIRA, BALKYS QUEVEDO-HIDALGO, MARCELA MERCADO-REYES, RICARDO ÁLVAREZ-LEÓN, JAIRO NAPOLEÓN MOLINA-VARGAS<sup>5</sup> Y ALBA ALICIA Y TRESPALACIOS-RANGEL.. 2011. Efecto Del Tratamiento Alcalino Sobre La Productividad Y Las Propiedades Físicas Del Agar-Agar Proveniente De Gracilaria Verrucosa. Bol. Invest.Mar.Cost. 77–85 p.
- [14] DENIS, CLAIRE, MORANÇAIS, MICHÈLE, LI, MIN, DENIAUD, ESTELLE, GAUDIN, PIERRE, WIELGOSZ-COLLIN, GAËTANE, BARNATHAN, GILLES, JAOUEN, PASCAL Y FLEURENCE, JOËL. 2010. Study of the chemical composition of edible red macroalgae Grateloupia turuturu from Brittany . Food Chemistry. <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2009.07.047>
- [15] TELLO-IRELAND, CRISTIAN, LEMUS-MONDACA, ROBERTO, VEGA-GÁLVEZ, ANTONIO, LÓPEZ, JESSICA Y DI SCALA, KARINA. (2011). Influence of hot-air temperature on drying kinetics, functional properties, colour, phycobiliproteins, antioxidant capacity, texture and agar yield of alga Gracilaria chilensis. LWT - Food Science and Technology . <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2011.06.008>
- [16] KUMAR, VIVEK Y FOTEDAR, RAVI.(2009). Agar extraction process for Gracilaria cliftonii. carbpol. <https://doi.org/10.1016/j.carbpol.2009.07.047>
- [17] HAIYAN LI A,B, XINGJU YU A , YAN JIN A , WEI ZHANG A,C,\* , YUANLING LIU A. (2008). Development of an eco-friendly agar extraction technique from the red seaweed Gracilaria lemaneiformis.Science Direct, Bioresource Technology 99, 3301–3305. [Consulta: 28 abril 2021]
- [18] KUMAR, V. & FOTEDAR, R.. (2009). Agar extraction process for Gracilaria cliftonii. Carbohydrate Polymers 78. ESEVIER. <http://doi.org/10.1016/j.carbpol.2009.07.047>
- [19] DORA LUZ ARVIZU-HIGUERA. Y. ELIZABETH RODRÍGUEZ-MONTESINOS . J. IVÁN MURILLO ÁLVAREZ. MAURICIO MUÑOZ-OCHOA. GUSTAVO HERNÁNDEZ-CARMONA .(2007). Effect of alkali treatment time and extraction time on agar from Gracilaria vermiculophylla. Springer Science. <https://doi.org/10.1007/s10811-007-9258-4>.
- [20] textscLEE, Wei Kang, LIM, Yi Yi, LEOW, Adam Thean Chor, NAMASIVAYAM, Parameswari, ABDULLAH, Janna Ong y HO, Chai Ling..(2017). Factors affecting yield and gelling properties of agar. Journal of Applied Phycology. ISSN 15735176. <https://doi.org/10.1007/s10811-016-1009-y>
- [21] AWLEY, JAMES B. 2006. Handbook of biological confocal microscopy. Springer. [en línea]. <>. [consulta: 28 abril 2021].
- [22] LI, HAIYAN, HUANG, JIANYU, XIN, YANJUAN, ZHANG, BIAOMING, JIN, YAN Y ZHANG, WEI. (2009) Optimization and scale-up of a new photobleaching agar extraction process from Gracilaria lemaneiformis. Journal of Applied Phycology. 21(2): 247–254. ISSN 09218971. <https://doi.org/10.1007/s10811-008-9358-9>
- [23] HAIYAN LI, & XINGJU YU, & YAN JIN, & WEI ZHANG, & YUANLING LI (2007) Development of an eco-friendly agar extraction technique from the red seaweed *Gracilaria lemaneiformis*.Bioresource Technology, scienceDirect.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.07.002>

- [24] HERNÁNDEZ-CARMONA, G., FREILE-PELEGRÍN, Y. y HERNÁNDEZ-GARIBAY, E. (2013). Conventional and alternative technologies for the extraction of algal polysaccharides. 475–516 p. ISBN 9780857095121. <https://doi.org/10.1533/9780857098689.3.475>
- [25] SILVÉRIO, SARA C., MOREIRA, SÉRGIO, MILAGRES, ADRIANE M.F., MACEDO, EUGÉNIA A., TEIXEIRA, JOSÉ A. Y MUSSATTO, SOLANGE I. (2012). Interference of some aqueous two-phase system phase-forming components in protein determination by the Bradford method. *Analytical Biochemistry*. 421(2): 719–724. ISSN 00032697. <https://doi.org/10.1016/j.ab.2011.12.020>
- [26] WIELINGA, WILLEM. *Seed Gums. Food Stabilisers, Thickeners and Gelling Agents* Oxford, UK. Wiley-Blackwell. <https://doi.org/10.1002/9781444314724.ch15>
- [27] SENTHILKUMAR, N. & SURESHC, V. & THANGAMD, R. & KURINJIMALAR, C. & KAVITHAA, G. & MURUGANA, P. & KANNAND, S. & RENGASAMY, R. (2013). Isolation and characterization of macromolecular protein R-Phycocerythrin from *Portieria hornemannii*. *International Journal of Biological Macromolecules*. <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2012.12.039>
- [28] DUMAY, JUSTINE, MORANÇAIS, MICHÈLE, MUNIER, MATHILDE, LE GUILLARD, CÉCILE Y FLEURENCE, JOËL.. (2014). *Phycocerythrins*, p. 321–343. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-408062-1.00011-1>
- [29] CORREA, S . 2020 . EXTRACCIÓN DE FICOBILIPROTEÍNAS Y AGAR A PARTIR DE AGAROPHYTON CHILENSE. Memoria Ingeniería civil en química y biotecnología. Santiago, Universidad de Chile, Facultad de ciencias físicas y matemáticas. 25, 26 p
- [30] LIU, MING QIU, YANG, XIAN QING, QI, BO, LI, LAI HAO, DENG, JIAN CHAO Y HU, XIAO. (2013). Study of Ultrasonic-freeze-thaw-cycle assisted extraction of polysaccharide and phycobiliprotein from *Gracilaria lemaneiformis*. En: *Advanced Materials Research*. p. 1818–1824. ISBN 9783037858134. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMR.781-784.1818>
- [31] SALURI, MIHKEL, KALDMÄE, MARGIT Y TUVIKENE, RANDO. (2019). Extraction and quantification of phycobiliproteins from the red alga *Furcellaria lumbricalis*. *Algal Research*. 37: 115–123. ISSN 22119264. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2018.11.013>
- [32] GRODZKI, ANA CRISTINA Y BERENSTEIN, ELSA. (2010). Antibody Purification: Ammonium Sulfate Fractionation or Gel Filtration. En: *Humana Press*, p. 15–26. [https://doi.org/10.1007/978-1-59745-324-0\\_3](https://doi.org/10.1007/978-1-59745-324-0_3)
- [33] HALL, MARTIN. (2018). *Size Exclusion Chromatography (SEC)*. Elsevier Ltd. 421–432 p. ISBN 9780128125526. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100623-8.00021-9>
- [34] GLAZER, ALEXANDER N. Y STRYER, LUBERT. (1990). Phycobiliprotein—avidin and phycobiliprotein—biotin conjugates. *Methods in Enzymology*. 184(C): 188–194. ISSN 15577988. [https://doi.org/10.1016/0076-6879\(90\)84273-J](https://doi.org/10.1016/0076-6879(90)84273-J)
- [35] ECOPRENEUR. *Servicios*. [En línea]. <<https://www.ecopreneur.cl/empresa/servicios/>>. [consulta: 22 junio 2021]
- [36] INDURA. *Descontaminación de RILES*. [En línea]. <<http://www.indura.cl/Web/CL/Menu/207/Acu%C3%ADcola>>. [Consulta: 22 junio 2021]

- [37] CAMUS, DEL CARMEN, HERNÁNDEZ-GONZÁLEZ AND BUSCHMANN. (2018). The seaweed resources of Chile over the period 2006–2016: moving from gatherers to cultivators. *Botanica Marina* Vol. X. <https://doi.org/10.1515/bot-2018-0030>
- [38] BUSCHMANN, A. & CORREA, J. & WESTERMEIER, R. & HERNANDEZ, C. & NORANBUENA, . (2001). Red algal farming in Chile: a review. *Aquaculture*, Elsevier Science. [https://10.1016/S0044-8486\(00\)00518-4](https://10.1016/S0044-8486(00)00518-4)
- [39] MARTINEZ, L.A., BUSCHMANN, A.H. Agar yield and quality of *Gracilaria chilensis* (Gigartinales, Rhodophyta) in tank culture using fish effluents. *Hydrobiologia* 326, 341–345 (1996). <https://doi.org/10.1007/BF00047828>
- [40] PROYECTO FINAL.[en línea]. <<https://docplayer.es/89068267-Proyecto-sargazo-informe-final.html>>. [consulta: 06 junio 2021]
- [41] Correa C. 2020. DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE YARRROWIA LIPOLYTICA PARA SU USO COMO PROTEÍNA UNICELULAR. Memoria de Ingeniería civil Química Farmacéutico. Santiago, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias físicas y matemáticas. 23p.
- [42] DEPARTAMENTO DE FÍSICA APLICADA. Propiedades del agua.[en línea]. <[http://laplace.us.es/wiki/index.php/Propiedades\\_del\\_agua](http://laplace.us.es/wiki/index.php/Propiedades_del_agua)>. [consulta: 06 junio 2021]
- [43] THERMOFISHER SCIENCE. Balanced Salt Solutions. [en línea]. <<https://www.thermofisher.com/cl/es/home/order.html>> [consulta: 20 junio 2021]
- [44] Tello-Ireland, C., Lemus-Mondaca, R., Vega-Gálvez, A., López, J., & Di Scala, K. (2011). Influence of hot-air temperature on drying kinetics, functional properties, colour, phycobiliproteins, antioxidant capacity, texture and agar yield of alga *Gracilaria chilensis*. *LWT - Food Science and Technology*, 44(10), 2112-2118. <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2011.06.008>
- [45] MERCK . Solución de hidroxido de sodio. [en línea]. <[https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Sodium-hydroxide-solution-about-320-0,MDA\\_CHEM-105587](https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Sodium-hydroxide-solution-about-320-0,MDA_CHEM-105587)> .[consulta: 20 junio 2021]
- [46] ITW REAGENT . Ácido sulfúrico 0,025 . [en línea]. <<https://www.itwreagents.com/rest-of-world/es/product/acido-sulfurico-0025-moll-005n-solucion-valorada/182103>> .[consulta: 25 junio 2021]
- [47] TREMEX .2020 . Ficha tecnica hipoclorito de sodio Reg. ISP N° D-833/18 – Resol. Exenta N° 10168/18 EAN-13: 7804644720330 (17804644720337)
- [48] MERCH. Arena de mar. [en línea]. <[https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Sea-sand,MDA\\_CHEM-107712](https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Sea-sand,MDA_CHEM-107712)>. [consulta: 26 julio 2021]
- [49] GHOSH, R2006. Filtration. En: *Principles of Bioseparations Engineering*. 1° ed. Singapore, World Scientific Publishing Co. pp.181-194
- [50] CÁRDENAS, C . 2016. Diseño de un Filtro para Cerveza Artesanal. Memoria de ingeniero en alimentos. Valdivia, Universidad austral de Chile.Facultad de ciencias agrarias e ingeniería en alimentos. 26p.
- [51] SLIDE SHARE . Viscosidad de fluidos newtonianos. [en línea]. <<https://es.slideshare.net/jyllhr/determinacin-de-viscosidad-de-fluidos-newtonianos>>. [consulta: 28 julio 2021]

- [52] FÍSICA DIDÁCTICA Viscosidad de diferente fluidos. [en línea]. <<https://didactica.fisica.uson.mx/tablas/viscosidad.htm>>. [consulta: 29 julio 2021]
- [53]
- [54] SCRIBSD. Viscosidad cinemática a distintas temperaturas. [en línea]. <<https://es.scribd.com/doc/164721001/1-7-Viscosidad-cinematica>> . [consulta: 30 julio 2021]
- [55] DORAN. P. 1995. Unit Operation: Centrifugation. En: Bioprocess Engineering Principles. 1° ed. Great Britain, ACADEMIC PRESS LIMITE. pp.225-230
- [56] GHOSH, R.2006. centrifugation. En: Principles of Bioseparations Engineering. 1° ed. Singapore, World Scientific Publishing Co. pp.80-88
- [57] LA CÉLULA. Introducción: Diversidad celular, Tamaño celular. [en línea]. <<https://mmegias.webs.uvigo.es/5-celulas/1-diversidad.php>>. [consulta: 29 julio 2021]
- [58] ALIBABA. Centrifuga tubular. [en línea]. <<https://spanish.alibaba.com/product-detail/tubular-centrifuge-how-it-works-centrifuge-filter-with-widely-centrifuge-applications-60583772302.html>>. [consulta: 29 julio 2021]
- [59] MARTÍNEZ, L. 2009. Dimensionamiento y simulación de un secador por aspersión de nivel piloto. Memoria de ingeniero en biotecnología. Ciudad de México, Instituto Politécnico Nacional, Unidad profesional interdisciplinaria de biotecnología.pp.21-84
- [60] MAX S. PETERS & KLAUS D. TIMMERHAUS.1991. chapter7: Interestand investment cost. En: PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS. pp.218-336
- [61] TABLA DE MARES. Presión atmosférica décima región de Los lagos. [en línea]. <<https://tablademareas.com/cl/los-lagos/puerto-montt/prevision/presion-atmosferica>>. [consulta: 10 Agosto 2021]
- [62] MERCKMILLIPORE. Agar-agar granulated, purified and free from inhibitors for microbiology.[en línea]. <[https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Agar-agar,MDA\\_CHEM-101614](https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Agar-agar,MDA_CHEM-101614)> [consulta: 10 Agosto 2021]
- [63] SII. CARTOGRAFIA DIGITAL SII MAPAS. [en línea]. <<https://www4.sii.cl/mapasui/internet/#/contenido/index.html>>. [consulta: 10 Agosto 2021]

# Anexos

# Anexo A

## Memoria de cálculo de caso base

Para la determinación del caso base del proyecto se parte definiendo hacia quienes va dirigida la elaboración final de la planta. En primera instancia se piensa en dirigir esta producción solo a personas que siguieran una dieta vegano vegetariana, pero con ese destino la cantidad de agar a producir es muy baja, alrededor de las 6 t/año, y la materia prima a procesar por lo tanto también es pequeña, 800 t/año aproximadamente.

Por lo anterior se decide dar otro objetivo a cubrir, que es evaluar los resultados de factibilidad de una planta que produzca aproximadamente la cantidad de agar que se procesa en Chile, planteando a las empresas del país como funcionaría esta idea agregando etapas para obtener ficobiliproteínas como un producto adicional. Con ello se procede a investigar la cantidad de agar que es producido en Chile. Según un estudio que evaluó los recursos de algas marinas en Chile, arroja una producción de 1500 toneladas en base seca (DMT con sus siglas en inglés) por año [37], ahora como se quiere proponer este proyecto a cada empresa y se encontraron 3 de ellas, distribuyendo la producción, se procesarían 500 t/año.

A continuación se presentan los datos utilizados para el cálculo del caso base.

Tabla A.1: Datos utilizados para determinar caso base

Dato	Simbología	Valor	Unidad	Fuente
Agar a producir	$A_P$	500	t/año	[37]
Fracción agar/alga	$f_{A-a}$	0,21	agar/peso alga seca	[39]
Humedad alga fresca	$H_f$	0,88	-	[40]
Densidad alga fresca	$\rho_f$	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]

Luego de saber la cantidad de agar a producir, se debe determinar la masa de alga necesaria para generar dicha cantidad. Se sabe según un estudio que rendimiento para el agar a partir de alga seca *Agarophyton*, es entre 20-22 % [39]. Por lo que se decide hacer el cálculo con el promedio del rango, o sea 21 %, con esto se puede determinar la cantidad de alga en base seca a procesar con la siguiente ecuación.

$$m_{a-bs} = \frac{A_P}{f_{A-a}} = \frac{500}{0,21} = 2380,95 \frac{t}{año} \quad (A.1)$$

Donde:  
 $A_p$  : Agar a producir

$f_{A-a}$ : Fracción de agar a partir de agar en base seca

$m_{a-bs}$ : Masa de alga en base seca

Continuando, lo que interesa saber es la cantidad de alga fresca a procesar, se sabe que esta tiene una humedad de 0,88 aproximadamente, obtenido de un estudio realizado a algas pardas [40]. Por lo tanto se asume que tienen una humedad similar. Lo anterior significa que el 88 % del alga fresca esta compuesto, en masa, por agua por lo tanto el 12 % restante es de alga en base seca. Entonces la cantidad de alga fresca se obtiene se la siguiente manera:

$$m_f = \frac{m_{a-bs}}{0,12} = \frac{2380,95}{0,12} = 19841,6 \frac{t}{año} \quad (A.2)$$

Donde:

$m_f$ : masa de alga fresca

$m_{a-bs}$ : Masa de alga en base seca

Adicionalmente para saber el flujo anual se considera la densidad de alga fresca igual a  $1,15 \text{ t}/\text{m}^3$ , y se obtiene con la siguiente ecuación.

$$F_f = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{19841,6}{1,15} = 17253,6 \frac{\text{m}^3}{año} \quad (A.3)$$

Donde:

$F_f$ : Flujo volumetrico de alga fresca

$m_f$ : masa de alga fresca

$\rho_f$ : Densidad de alga fresca

Por lo tanto la cantidad de alga fresca a procesar es de 19900 t/año aproximadamente, equivalentes alrededor de  $17300 \text{ m}^3/\text{año}$ .

# Anexo B

## Tiempos de procesamiento

A continuación se presentan los tiempos de procesamiento de cada equipo considerando un mes completo de mantenimiento de equipos, contingencias, feriados irrenunciables, o cualquier problema extra que se presente que conlleve un paro en el procesamiento. Por lo tanto el año contaría con 335 días calculados como:

$$d_{\text{procesamiento}} = d_a - 1 \cdot d_m = 365 - 30 = 335 \text{ días} \quad (\text{B.1})$$

Donde:

$d_{\text{procesamiento}}$ : Días donde el proceso esta en marcha.

$d_a$ : Días de un año normal.

$d_m$ : Días de un mes estándar.

Considerando los tiempos de procesamiento y tiempos muertos de cada etapa, el itinerario semanal en la planta sería como se ve en la figura B.1, donde los colores con tonalidades oscuras representan la línea de procesamiento de extracción de ficobiliproteínas y las tonalidades claras, muestran las líneas de procesamiento del extracción de agar. Se puede notar para completar un lote se requiere un día completo. Por lo tanto, se puede calcular la corriente a procesar por cada lote, de la siguiente manera:

$$L_a = \frac{d_{\text{procesamiento}}}{d_L} = \frac{335}{1} = 335 \frac{\text{lotes}}{\text{año}} \quad (\text{B.2})$$

Donde:

$L_a$ : Número de lotes por año.

$d_{\text{procesamiento}}$ : Días donde el proceso esta en marcha.

$d_L$ : Días que tarda cada lote.

Teniendo el número de lotes por año y sabiendo que se deben procesar 19900 t/año, se pueden determinar las toneladas de alga fresca a procesar por lote de la siguiente manera:

$$m_L = \frac{m_f}{L_a} = \frac{19900}{335} = 59,4 \frac{t}{\text{año}} \quad (\text{B.3})$$

Donde:

$m_L$ : Masa por lote.

$m_f$ : masa de alga fresca a tratar en el año.

$L_a$ : Número de lotes por año.

Por lo tanto por cada inicio de lote se deben procesar 59,4 toneladas de alga fresca.

TIEMPOS DE PROCESAMIENTO							
Operaciones	Dias						
	1	2	3	4	5	6	7
Lavado							
Molienda							
Extracción y solubilización							
Filtración 1							
Centrifugación							
Purificación							
Tratamiento alcalino							
Filtración 2							
Neutralización							
Filtración 3							
Blanqueo							
Filtración 4							
Cocción							
Filtración 5							
Secado							

Figura B.1: Tiempos de procesamiento por cada operación del proceso de extracción de agar y ficobiliproteínas a partir de *Agarophyton Chilensis*.

# Anexo C

## Memoria de calculo balance de masas

En esta sección se presentan los cálculos realizados para determinar el balance de masas de cada operación.

### C.1. Limpieza

F1 esta compuesto por el alga fresca por lote necesaria, esta corresponde a 59,4 t, como esta cuenta con 88 % de humedad, lo que significa que contiene un 88 % de agua. Además, se supuso un 10 % de arena como contenido de impureza presente en el alga.

Para determinar el contenido de agua en el alga se realiza el siguiente cálculo:

$$m_{H_2O} = m_f \cdot H_f = 59,4 \cdot 0,88 = 52,27t \quad (C.1)$$

Donde:

$m_{H_2O}$ : Masa de agua.

$m_f$ : Masa de alga fresca.

$H_f$ : Humedad de alga fresca.

El contenido de arena sería el 10 % de alga fresca, por lo tanto.

$$m_{arena} = m_f \cdot 0,1 = 59,4 \cdot 0,1 = 5,94t \quad (C.2)$$

Donde:

$m_{arena}$ : Masa de arena.

$m_f$ : Masa de alga fresca.

Finalmente para obtener el contenido de alga en base seca de la corriente F1:

$$m_{bs} = m_f - m_{H_2O} = 59,4 - 52,27 = 7,13t \quad (C.3)$$

Donde:

$m_{bs}$ : Masa de alga en base seca .

$m_{H_2O}$ : Masa de agua.

Ahora para obtener F2, se ocupa el supuesto de que se ocupara una razón de alga/ agua

igual a 1:2 v/v. Primero se obtiene el volumen de alga fresca a tratar.

$$V_f = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{59,4}{1,15} = 51,65m^3 \quad (C.4)$$

Donde:

$V_f$ : Volumen de alga fresca.

$m_f$ : Masa de alga fresca.

$\rho_f$ : Densidad de alga fresca

Como se usa el doble de volumen en agua,  $V_{F2}=103,3 m^3$  y para determinar la masa de F2 se requiere de la densidad del agua a temperatura ambiente, equivalente a  $0,997 t/m^3$  [42]:

$$m_{F2} = V_{F2} \cdot \rho_{H2O} = 103,3 \cdot 0,997 = 102,9t \quad (C.5)$$

Donde:

$m_{F2}$ : Masa de la corriente F2.

$V_{F2}$ : Volumen de la corriente F2.

$\rho_{H2O}$ : Densidad del agua.

Por lo tanto la corriente F2 contiene 102,9 t de agua.

Asumiendo que durante el lavado se extrae un 90% de arena, entonces el agua residual contiene:

$$m_{arenaF4} = m_{arenaF1} \cdot 0,9 = 5,94 \cdot 0,9 = 5,346t \quad (C.6)$$

Donde:

$m_{arenaF4}$ : Masa de arena en la corriente F4.

$m_{arenaF1}$ : Masa de arena en la corriente F1.

Por lo anterior el contenido de arena en F3 será

$$m_{arenaF3} = m_{arenaF1} \cdot 0,1 = 5,94 \cdot 0,1 = 0,594t \quad (C.7)$$

## C.2. Molienda

En esta etapa ingresa alga lavada proveniente de la corriente F3. De acuerdo a los supuestos, en la molienda se elimina un 10% en masa del agua contenida en las algas, por lo tanto la cantidad de agua presente en la corriente F6 se determina con la siguiente fórmula.

$$m_{H2OF6} = m_{H2OF3} \cdot 0,1 = 52,27 \cdot 0,1 = 5,22t \quad (C.8)$$

Donde:

$m_{H2OF6}$ : Masa de agua en la corriente F6.

$m_{H2OF3}$ : Masa de agua en la corriente F3

Para obtener la cantidad de arena en la corriente F6 se realiza el siguiente cálculo:

$$m_{arenaF6} = m_{arenaF3} \cdot 0,1 = 0,594 \cdot 0,1 = 0,059t \quad (C.9)$$

Donde:

$m_{arenaF6}$ : Masa de arena en la corriente F6.

$m_{arenaF3}$ : Masa de arena en la corriente F3

Ahora para determinar la composición de la corriente F5, sabemos que el alga molida pasa completamente, entonces la masa en base seca de alga en F5 es la misma contenida en F3 equivalente a 7,13 t.

Para el contenido de agua y arena se resta lo que había en la corriente F3 y lo que se elimino en la corriente F6 utilizando la siguiente fórmula:

$$m_{arenaF5} = m_{arenaF3} - m_{arenaF6} = 0,59 - 0,059 = 0,53t \quad (C.10)$$

$$m_{H2OF5} = m_{H2OF3} - m_{H2OF6} = 52,27 - 5,22 = 47,04t \quad (C.11)$$

Donde:

$m_{arenaF5}$ : Masa de arena en la corriente F5.

$m_{arenaF3}$ : Masa de arena en la corriente F3

$m_{arenaF6}$ : Masa de arena en la corriente F6.

$m_{H2OF5}$ : Masa de agua en la corriente F5.

$m_{H2OF3}$ : Masa de agua en la corriente F3.

$m_{H2OF6}$ : Masa de agua en la corriente F6.

### C.3. Extracción y solubilización de proteínas

Se comienza determinando la cantidad de buffer de fosfato salino (PBS) 0,1 M necesario, como se utilizará una razón de alga en base seca/PBS equivalente a 1:20 p/v y como en la corriente F5 vienen 7,13 t de alga en base seca, la cantidad de volumen de PBS o de la corriente F7 se determina de la siguiente manera:

$$V_{F7} = 7,13 \cdot 20 = 142,6m^3 \quad (C.12)$$

Donde:

$V_{F7}$ : Volumen de la corriente F7 que contiene PBS.

Según lo anterior se requieren 142,6  $m^3$  de PBS 0,1 M, por lo tanto para determinar la cantidad en masa del buffer se requiere de la densidad de buffer, equivalente a  $\rho_{PBS} = 1,00627 t/m^3$  [43], y se calcula de la siguiente manera:

$$m_{F7} = \rho_{PBS} \cdot V_{F7} = 1,00627 \cdot 147,6 = 148,53t \quad (C.13)$$

Donde:

$m_{F7}$ : Masa de la corriente F7 que contiene PBS.

$\rho_{PBS}$ : Densidad de PBS 0,1 M

$V_{F7}$ : Volumen de la corriente F7 que contiene PBS.

Continuado, queda determinar la cantidad de ficoeritrina y ficocianina solubilizada en el buffer. Según un estudio la cantidad de ficobiliproteínas en *Agarophyton chilensis* conocida anteriormente como *Gracilaria chilensis*, es de 0,549 mg/g y 0,249mg/g de de Ficoeritrina y Ficocianina respectivamente contenida en las algas en base seca [44]. Lo que es equivalente a kg/t de ficobiliproteína en tonelada de alga seca. Por lo tanto, las ficobiliproteínas contenidas en el alga se determinan así:

$$m_{FE} = 0,549 \cdot 7,13 = 3,91kg = 3,9x10^{-3}t \quad (C.14)$$

$$m_{FC} = 0,249 \cdot 7,13 = 1,77kg = 1,77x10^{-3}t \quad (C.15)$$

Donde:

$m_{FE}$ : Masa de ficoeritrina en alga.

$m_{FC}$ : Masa de ficocianina en alga.

Ahora, como el rendimiento de la operación es de 94%, las ficobiliproteínas solubilizadas son el 94% de las contenidas en el alga:

$$m_{FE}^{F8} = 3,9x10^{-3}t \cdot 0,94 = 3,66x10^{-3}t \quad (C.16)$$

$$m_{FC}^{F8} = 1,77x10^{-3}t \cdot 0,94 = 1,66x10^{-3}t \quad (C.17)$$

Donde:

$m_{FE}^{F8}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F8.

$m_{FC}^{F8}$ : Masa de ficocianina en la corriente F8.

Finalmente sabemos que en F8 se contiene la misma cantidad de arena y agua que en F5 ya que estos no son afectados por la acción del reactor, faltaría determinar solamente la cantidad de alga seca. Como las las ficobiliproteínas solubilizadas salen de la estructura de alga seca, se asumira que el contenido de alga seca presente en la mezcla sería lo que había de alga seca en F5 menos lo que se solubilizó quedando la siguiente ecuación:

$$m_{bs}^{F8} = m_{bs}^{F5} - m_{FE}^{F8} - m_{FC}^{F8} = 7,13 - 3,66x10^{-3} - 1,66x10^{-3} = 7,124t \quad (C.18)$$

Donde:

$m_{bs}^{F8}$ : Alga en base seca en la corriente F8.

$m_{FE}^{F8}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F8.

$m_{FC}^{F8}$ : Masa de ficocianina en la corriente F8.

Finalmente en la corriente F8 hay 7,124 t de alga en base seca.

## C.4. Filtración 1

A esta etapa ingresa la corriente F8 que contiene solución de alga reaccionada, que se compone de alga seca agotada en proteína, agua, arena, buffer de PBS, y proteínas. De esta

etapa sale una corriente F9 con toda las algas agotadas en proteína, y toda la arena. Recordar también que se asume que el 90 % de las algas quedan retenidas en el filtro, Por lo tanto F9 pesará:

$$m_{F9} = 0,95 \cdot m_{bs}^{F8} + m_{H2O}^{F8} + m_{arena}^{F8} = 6,7 + 47,04 + 0,53 = 54,34t \quad (C.19)$$

Donde:

$m_{F9}$ : Masa en la corriente F9.

$m_{bs}^{F8}$ : Masa de alga seca en la corriente F8.

$m_{H2O}^{F8}$ : Masa de agua en la corriente F8.

$m_{arena}^{F8}$ : Masa de arena en la corriente F8.

Ahora queda determinar lo que sale por la corriente F10, según los supuestos todas las ficobiliproteínas salen por esta corriente por lo tanto la masa de ficoeritrina y ficocianina corresponden a lo mismo presente en la corriente F8, lo mismo pasa con el cantidad de buffer de PBS. Solo quedaría determinar la cantidad de alga que pasa por el filtro como restos celulares.

$$m_r = 0,05 \cdot m_{bs}^{F8} = 0,05 \cdot 7,12 = 0,35t \quad (C.20)$$

Donde:

$m_r$ : Masa de restos celulares en la corriente F10.

$m_{bs}^{F8}$ : Masa de alga seca en la corriente F8.

Finalmente por balance de masas  $F8=F9+F10$  y así F10 pesa:

$$m_{F10} = m_{F8} - m_{F9} = 203,22 - 54,34 = 148,88t \quad (C.21)$$

Donde:

$m_{F10}$ : Masa presente en la corriente F10.

$m_{F9}$ : Masa presente en la corriente F9.

$m_{F8}$ : Masa presente en la corriente F8.

## C.5. Centrifugación

A esta etapa entra la corriente F10 la cual se separará en dos corrientes, según los supuestos. Primero la corriente F11 eliminará todos los restos celulares contenidos en F10 junto con un 30 % del solvente de F10 arrastrando así un 30 % de las ficobiliproteínas. Entonces la corriente F11 se compone de:

$$m_{FE}^{F11} = m_{FE}^{F10} \cdot 0,3 = 1,1x10^{-3}t \quad (C.22)$$

$$m_{FC}^{F11} = m_{FC}^{F10} \cdot 0,3 = 5,0x10^{-4}t \quad (C.23)$$

$$m_{PBS}^{F11} = m_{PBS}^{F10} \cdot 0,3 = 44,55t \quad (C.24)$$

Donde:

$m_{FE}^{F11}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F11.

$m_{FC}^{F11}$ : Masa de ficocianina en la corriente F11.

$m_{PBS}^{F11}$ : Masa de solvente PBS en la corriente F11.

Sumando todas las masas pertenecientes a la corriente F11 esta queda con 44,91 t.

Ahora para la corriente F12 se sabe que tiene el resto de componente que no se eliminaron por la corriente F11, entonces:

$$m_{FE}^{F12} = m_{FE}^{F10} - m_{FE}^{F11} = 2,5x10^{-3}t \quad (C.25)$$

$$m_{FC}^{F12} = m_{FC}^{F10} - m_{FC}^{F11} = 1,1x10^{-3}t \quad (C.26)$$

$$m_{PBS}^{F12} = m_{PBS}^{F10} - m_{PBS}^{F11} = 103,96t \quad (C.27)$$

Donde:

$m_{FE}^{F12}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F12.

$m_{FC}^{F12}$ : Masa de ficocianina en la corriente F12.

$m_{PBS}^{F12}$ : Masa de solvente PBS en la corriente F12.

Sumando todos los componentes la corriente F12 masa 103,967 t.

## C.6. Purificación

Para realizar este balance se considera que la columna de cromatografía tienen una eficiencia del 90 %, por lo tanto se rescata de la solución proveniente de la clarificación (centrifuga), el 90 % de las ficobiliproteínas presentes en la solución. Además no se menciona la cantidad de macromoléculas indeseadas ya que no es una cantidad relevante relevante y no será considerada en los cálculos. Por lo tanto, en la corriente F14 sale una solución clarificada donde un eluyente extrae las proteínas de interés atrapadas en la columna, mientras que en la corriente F15 salen las proteínas que no se quedaron en la fase estacionaria junto con el PBS.

Para determinar la cantidad de proteínas presentes en F14 y F15, se realizan los siguientes cálculos:

$$m_{FE}^{F14} = m_{FE}^{F12} \cdot 0,9 \quad (C.28)$$

$$m_{FC}^{F14} = m_{FC}^{F12} \cdot 0,9 \quad (C.29)$$

$$m_{FE}^{F15} = m_{FE}^{F12} \cdot 0,1 \quad (C.30)$$

$$m_{FC}^{F15} = m_{FC}^{F12} \cdot 0,1 \quad (C.31)$$

Donde:

$m_{FE}^{F12}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F12 .  
 $m_{FC}^{F12}$ : Masa de ficocianina en la corriente F12 .  
 $m_{FE}^{F14}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F14 .  
 $m_{FC}^{F14}$ : Masa de ficocianina en la corriente F14 .  
 $m_{FE}^{F15}$ : Masa de ficoeritrina en la corriente F15 .  
 $m_{FC}^{F15}$ : Masa de ficocianina en la corriente F15 .

Las ecuaciones siguen de la siguiente manera:

$$m_{FE}^{F14} = 2,1 \cdot 0,9 = 1,9 t \quad (C.32)$$

$$m_{FC}^{F14} = 1,1 \cdot 0,9 = 0,9 t \quad (C.33)$$

$$m_{FE}^{F15} = 2,1 \cdot 0,1 = 0,2 t \quad (C.34)$$

$$m_{FC}^{F15} = 1,1 \cdot 0,1 = 0,1 t \quad (C.35)$$

## C.7. Tratamiento alcalino

Se comienza determinando la cantidad de solución NaOH al 3% necesario, como se utilizará una razón de alga en base seca/NaOH equivalente a 1:20 p/v y como en la corriente F9 vienen 6,76 t de alga en base seca, la cantidad de volumen de NaOH o de la corriente F16 se determina de la siguiente manera:

$$V_{F16} = 6,76 \cdot 20 = 135,2 m^3 \quad (C.36)$$

Donde:

$V_{F16}$ : Volumen de la corriente F16 que contiene solución NaOH.

Según lo anterior se requieren 142,4 m<sup>3</sup> de solución NaOH, por lo tanto para determinar la cantidad en masa de esta corriente se requiere de la densidad de la solución NaOH, equivalente a  $\rho_{NaOH} = 1,0035 t/m^3$  [45], y se calcula de la siguiente manera:

$$m_{F16} = \rho_{NaOH} \cdot V_{F16} = 1,0035 \cdot 135,2 = 135,6 t \quad (C.37)$$

Donde:

$m_{F16}$ : Masa de la corriente F16 que contiene solución NaOH.

$\rho_{NaOH}$ : Densidad de solución NaOH al 3%

$V_{F16}$ : Volumen de la corriente F16 que contiene solución de NaOH.

Continuado, queda determinar la cantidad sulfatos que se eliminarán y se separarán del alga en esta etapa. No se tiene el valor exacto del contenido de sulfatos en *Agarophyton chilensis* por lo que se supondrá que su contenido es equivalente al presente en *Gracilaria gracilis* que es el tipo de alga roja con un gran porcentaje de este equivalente a 6,8% [6]

$$m_{sulfatos} = 0,068 \cdot 6,76 = 0,46 t \quad (C.38)$$

Donde:

$m_{sulfatos}$ : Masa de sulfatos en alga en la corriente 17.

Además en la corriente 17 sale la misma cantidad de agua, arena, y la solución de NaOH proveniente que había dentro del reactor. Faltaría determinar el alga en base seca que hay en la corriente F17 que es lo que había en la corriente F9 menos lo que se separó a sulfato.

$$m_{bs}^{F17} = m_{bs}^{F9} - m_{sulfatos} = 6,67 - 0,46 = 6,3t \quad (C.39)$$

Donde:

$m_{bs}^{F17}$ : Alga en base seca en la corriente F17.

$m_{bs}^{F9}$ : Alga en base seca en la corriente F9.

## C.8. Filtración 2

De acuerdo a los supuestos que se expusieron en el cuerpo del informe, se sabe que toda las algas agotadas en sulfatos, salen por la corriente F19 por lo tanto la masa de F19 sería la masa en base seca agotada en sulfatos más el agua presente en ellas. esto se determina de la siguiente manera:

$$m_{F19} = m_{bs}^{17} + m_{H2O}^{17} = 6,3 + 47,04 = 53,35t \quad (C.40)$$

Donde:

$m_{F19}$ : Masa en la corriente F19.

$m_{bs}^{F17}$ : Alga en base seca en la corriente F17.

$m_{H2O}^{17}$ : Agua presente en la corriente F17.

Análogamente la corriente F18 tiene toda la solución alcalina, la arena, y sulfatos proveniente de la corriente F17:

$$m_{F18} = m_{NaOH}^{17} + m_{arena}^{17} + m_{sulfatos}^{17} = 135,8 + 0,53 + 0,43 = 186,83. \quad (C.41)$$

Donde:

$m_{F18}$ : Masa en la corriente F18.

$m_{NaOH}^{F17}$ : Solución de NaOH en la corriente F17.

$m_{arena}^{17}$ : Arena en la corriente F17.

$m_{sulfatos}^{17}$ : Sulfatos en la corriente F17.

## C.9. Neutralización

La etapa comienza cuando ingresa la corriente F19 que trae consigo, algas agotadas en sulfatos y agua. Por otra entrada también ingresa una corriente F20 que contiene una solución de ácido sulfúrico al 0,025 %, esto con la intención de neutralizar el contenido de algas que continuará por el proceso. Dicha solución entra con una razón de 1:20 p/v con respecto al

alga seca por lo tanto su volumen se determina de la siguiente manera:

$$V_{F20} = m_{bs}^{F19} \cdot 20 = 126,16m^3 \quad (C.42)$$

Donde:

$V_{F20}$ : Volumen de la corriente F20, correspondiente a la cantidad de solución de  $H_2SO_4$ .

$m_{bs}^{F19}$ : Masa de alga seca en la corriente F19.

Ahora para determinar la masa de la corriente F20 se requiere la densidad de la solución de ácido sulfúrico equivalente a  $1,0001 t/m^3$  [46] obteniéndola con la siguiente fórmula:

$$m_{F20} = V_{F20} \cdot \rho_{H_2SO_4} = 126,16 \cdot 1,0001 = 126,16t \quad (C.43)$$

Donde:

$m_{F20}$ : Masa de la corriente F20, correspondiente a la cantidad de solución de  $H_2SO_4$ .

$\rho_{H_2SO_4}$ : Densidad de la solución de ácido sulfúrico.

Finalmente la corriente F21 contendrá todo lo de la corriente F19 sumado con la corriente F20 por balance de masa:

$$m_{F21} = m_{F20} + m_{F19} = 53,35 + 126,16 = 179,51t. \quad (C.44)$$

## C.10. Filtración 3

A esta operación entran una mezcla proveniente de la neutralización, la corriente F21, la idea de esta etapa es separar las algas neutralizadas de la solución residual de ácido. Como supuesto se tiene que toda el alga neutralizada queda retenida en el filtro, lo que no dice que se rescata todo el contenido, entonces en la corriente F23 que llevará las algas y el agua el agua contenida en ellas sera:

$$m_{F23} = m_{bs}^{F21} + m_{H_2O}^{F21} = 6,3 + 47,04 = 53,35 \quad (C.45)$$

Donde:

$m_{F23}$ : Masa en la corriente F23.

$m_{bs}^{F21}$ : Masa de alga en base seca de la corriente F21.

$m_{H_2O}^{F21}$ : Masa de agua en la corriente F21.

Por balance de masa se sabe que  $m_{F21} = m_{F22} + m_{F23}$ , entonces la corriente F22 se puede calcular como:

$$m_{F22} = m_{F21} - m_{F23} = 179,51 - 53,35 = 126,16t \quad (C.46)$$

## C.11. Blanqueo

A esta etapa ingresan las algas neutralizadas y filtradas provenientes de la corriente F23. Adicionalmente ingresa otra corriente con una solución de hipoclorito de sodio por la corriente F24 para poner blanquear dichas algas. Para ellos se ocupa una razón de alga seca/solución equivalente a 1:20 Por lo tanto el volumen de la corriente F24 se determina de la siguiente

manera:

$$V_{F24} = m_{bs}^{F23} \cdot 30 = 189m^3 \quad (C.47)$$

Donde:

$V_{F24}$ : Volumen de la corriente F24, correspondiente a la cantidad de solución de  $NaClO$ .

$m_{bs}^{F23}$ : Masa de alga seca en la corriente F23.

Ahora para determinar la masa de la corriente F24 se requiere la densidad de la solución de hipoclorito equivalente a  $1,0011 t/m^3$  [47], obteniéndola con la siguiente fórmula:

$$m_{F24} = V_{F20} \cdot \rho_{NaClO} = 126,16 \cdot 1,0001 = 126,16t \quad (C.48)$$

Donde:

$m_{F24}$ : Masa de la corriente F24, correspondiente a la cantidad de solución de  $NaClO$ .

$\rho_{NaClO}$ : Densidad de la solución de hipoclorito de sodio.

Finalmente la corriente F25 contendrá todo lo de la corriente F23 sumado con la corriente F24, entonces por balance de masa:

$$m_{F25} = m_{F23} + m_{F24} = 53,35 + 189,26 = 189,26t. \quad (C.49)$$

## C.12. Filtración 4

A esta etapa ingresan la mezcla con algas blanqueadas provenientes de la corriente F25, y se realiza para eliminar la solución de hipoclorito de sodio, por lo que se filtra dicha solución siendo eliminada por la corriente F26 y las algas blanqueadas continúan por la corriente F27. Para conocer la masa de la corriente F27 se realiza el siguiente cálculo:

$$m_{F27} = m_{bs}^{F25} + m_{H2O}^{F25} = 6,3 + 47,04 = 53,35t \quad (C.50)$$

Donde:

$m_{F27}$ : Masa en la corriente F27.

$m_{bs}^{F25}$ : Masa de alga en base seca de la corriente F25.

$m_{H2O}^{F25}$ : Masa de agua en la corriente F25.

Por balance de masa se sabe que  $m_{F25} = m_{F27} + m_{F26}$ , entonces la corriente F26 se puede calcular como:

$$m_{F26} = m_{F25} - m_{F27} = 1242,6 - 53,35 = 1189,25t \quad (C.51)$$

## C.13. Cocción

A esta etapa ingresan las algas blanqueadas y filtradas provenientes de la corriente F27. Adicionalmente ingresa otra corriente con agua para poder solubilizar el agar que contienen dichas algas. Para ello se ocupa una razón de alga seca/agua equivalente a 1:30 Por lo tanto el volumen de la corriente F28 se determina de la siguiente manera:

$$V_{F28} = m_{bs}^{F27} \cdot 30 = 189m^3 \quad (C.52)$$

Donde:

$V_{F28}$ : Volumen de la corriente F28, correspondiente a la cantidad de agua.

$m_{bs}^{F27}$ : Masa de alga seca en la corriente F28.

Ahora para determinar la masa de la corriente F28 se requiere la densidad del agua a 80°C equivalente a  $0,971 t/m^3$ , obteniéndola con la siguiente fórmula:

$$m_{F28} = V_{F28} \cdot \rho_{H2O} = 189 \cdot 0,971 = 183,7 \quad (C.53)$$

Donde:

$m_{F28}$ : Masa de la corriente F28, correspondiente a la cantidad de agua.

$\rho_{H2O}$ : Densidad del agua a 80°C.

Finalmente la corriente F29 contendrá todo lo de la corriente F27 sumado con la corriente F28, entonces por balance de masa:

$$m_{F29} = m_{F28} + m_{F27} = 237,1t. \quad (C.54)$$

## C.14. Filtración 5

A esta etapa ingresan la mezcla con agar solubilizado provenientes de la corriente F29. Esta se realiza para separar las algas agotadas en agar de la solución con agar solubilizado. Es así como lo que se retuvo en el filtro se elimina mediante la corriente F30 y la solución con agar solubilizado que fue filtrada, continua en el proceso por la corriente F31. Es importante añadir que considera un rendimiento de agar del 0,21 % con respecto al alga seca. Para conocer la masa de la corriente F30 se realiza el siguiente cálculo:

$$m_{31} = (m_{bs}^{F29} + m_{H2O}^{F29}) \cdot 0,79 = 185,08t \quad (C.55)$$

Donde:

$m_{F31}$ : Masa en la corriente F31.

$m_{bs}^{F29}$ : Masa de alga en base seca de la corriente F29.

$m_{H2O}^{F29}$ : Masa de agua en la corriente F29.

Por balance de masa se sabe que  $m_{F29} = m_{F30} + m_{F31}$ , entonces la corriente F30 se puede calcular como:

$$m_{F30} = m_{F29} - m_{F31} = 52,02t \quad (C.56)$$

## C.15. Secado

A esta etapa ingresa el agar solubilizado con exceso de agua F31, la idea es que durante esta etapa el agar disminuya su humedad a un 2%,. Por lo tanto de esta etapa saldrá una corriente con vapor de agua F33 y una corriente con el agar ( humedad 2%).

Como se quiere un agar con 2% se cálcula cuanta agua debe tener para tener dicho porcentaje de humedad:

$$\%Humedad = \frac{m_{agua}}{m_{agar} + m_{agua}} \cdot 100 = 2 \quad (C.57)$$

Donde:

$m_{agua}$ : masa de agua presente en agar.

$m_{agar}$ : Masa de agar.

Se despeja la cantidad de agua de la ecuación y queda:

$$m_{agua} = \frac{0,02 \cdot m_{agar}}{0,98} = \frac{0,02 \cdot 1,32}{0,98} = 0,027 t \quad (C.58)$$

Con lo anterior se determina que debe quedar en el agar 0,027 toneladas de agua para tener el 2% de humedad indicado. Por lo tanto, en la corriente de salida F33 saldrá:

$$m_{F33} = m_{agua} + m_{agar} = 0,027 + 1,32 = 1,35 t \quad (C.59)$$

Y el balance de masas en el secador es:

$$m_{F31} = m_{F32} + m_{F33} = 189,99 = m_{F32} + 1,35 \quad (C.60)$$

Solo queda determinar la corriente F32 :

$$m_{F32} = 189,99 - 1,35 = 188,65 t \quad (C.61)$$

# Anexo D

## Memoria de cálculo de dimensionamientos

### D.1. Reactor de extracción y solubilización

Las dimensiones de este equipo se determinan según el volumen que se requiere para que entren las algas lavadas y molidas, y el buffer de fosfato salino requerido. Según la información recopilada, se necesita de un buffer para la solubilización de las ficobiliproteínas, para ello se escoge el de fosfato salino (PBS) 0,1 M con una razón 1:20 de alga seca PBS. Todos estos datos se obtienen de un estudio de ciclos de congelamiento y ultrasonido como métodos de extracción de ficobiliproteínas y polisacáridos a partir de *Gracilaria lemaneiformis*.

Según lo anterior para determinar el volumen de este reactor, se suman los volúmenes de las corrientes que entran a esta etapa, calculando el volumen necesario para el tratamiento de la siguiente manera:

$$V_n = V_{F5} + V_7 = V_{F5} + 142,6 \quad (\text{D.1})$$

Donde:

$V_n$ : Volumen necesario para la extracción y solubilización.

Recordar que la densidad del alga fresca es 1,15 t/m<sup>3</sup> [41] y la densidad de arena de mar 1,4 t/m<sup>3</sup> [48]. por lo tanto para determinar el  $V_{F5}$  se debe determinar el volumen de alga fresca para ser sumado con el volumen de arena presentes en la corriente F5:

$$V_{F5} = \frac{m_f}{\rho_f} + \frac{m_{arena}}{\rho_{arena}} = \frac{54,1}{1,15} + \frac{0,5}{1,4} = 47 + 0,36 = 47,36 \text{ m}^3 \quad (\text{D.2})$$

Teniendo los volúmenes de las corrientes F7 y F5, se puede determinar el Volumen necesario:

$$V_n = 47,35 + 142,6 = 195,2 \text{ m}^3 \quad (\text{D.3})$$

Y por seguridad, el volumen del reactor será un 1% mayor de lo necesario:

$$V_{R,ES} = V_n \cdot 0,01 = 197,1 \text{ m}^3 \quad (\text{D.4})$$

Donde:

$V_{R,ES}$ : Volumen del reactor de extracción y solubilización.

## D.2. Filtros

Para obtener la dimensiones característica de todos los filtros, se utiliza la ecuación de diseño de filtros [49], información obtenida del libro llamado “Principles of Bioseparations Engineering”, en el capítulo de filtración.

$$Q = \frac{V}{t} = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu \cdot (R_m + R_t)} \quad (D.5)$$

Donde:

Q: Flujo a tratar.

V:Volumen a tratar.

t: Tiempo de filtrado.

A: Área transversal del filtro.

$\Delta P$ : Caída o diferencia de presión a la que funciona el filtro.

$\mu$ : Viscosidad del fluido a filtrar.

$R_m$ : Resistencia del medio filtrante.

$R_t$ : Resistencia de la torta.

Los datos de volumen a tratar se obtienen de los balances de masa realizados junto con las densidades de cada componente en la corriente, el tiempo de filtrado se impondrá, la diferencia de presión, resistencia de la torta y resistencia de medio se obtienen de un estudio donde se elaboró un filtro para la fabricación de cerveza artesanal. Los Datos a utilizar son los siguientes:

Tabla D.1: Datos utilizados en común para todos los filtros.

Datos para todos los filtros.			
Dato	Valor	unidad	Referencia
Resistencia del medio	$2,28 \times 10^8$	1/m	[50]
Resistencia de la torta	$4,1 \times 10^6$	1/m	[50]
Diferencia de presión	30	kPa	[50]
Tiempo de filtrado	7200	s	-

Tabla D.2: Datos usados para las dimensiones del filtro 1.

<b>Datos Filtro 1</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad PBS	0,001	Pa s	[51]
Masa Corriente F8	203,2	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad PBS	1,006	t/m3	[43]
Densidad arena	1,4	t/m3	[48]

Tabla D.3: Datos usados para las dimensiones del filtro 2.

<b>Datos Filtro 2</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad solución NaOH	0,001	Pa s	[52]
Masa Corriente F17	190,1	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m3	[41]
Densidad solución NaOH	1,0035	t/m3	[45]
Densidad arena	1,4	t/m3	[48]

Tabla D.4: Datos usados para las dimensiones del filtro 3.

<b>Datos Filtro 3</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad Solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,025 %	0,001	Pa s	[53]
Masa Corriente F21	179,5	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad solución H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,0001	t/m <sup>3</sup>	[46]

Tabla D.5: Datos usados para las dimensiones del filtro 4.

<b>Datos Filtro 4</b>			
<b>Dato</b>	<b>Valor</b>	<b>unidad</b>	<b>Referencia</b>
Viscosidad solución NaClO	0,001	Pa s	[54]
Masa Corriente F25	242,6	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad solución NaClO	1,00	t/m <sup>3</sup>	[47]

Tabla D.6: Datos usados para las dimensiones del filtro 5.

Datos Filtro 5			
Dato	Valor	unidad	Referencia
Viscosidad del agua	0,0003	Pa s	[54]
Masa Corriente F29	242	t	BM
Densidad alga fresca	1,15	t/m <sup>3</sup>	[41]
Densidad del agua	1,00	t/m <sup>3</sup>	[42]

Para obtener el área transversal del filtro se debe despejar de la ecuación de diseño quedando de la siguiente manera:

$$A = \frac{Q \cdot \mu \cdot (R_m + R_t)}{\Delta P} \quad (D.6)$$

Con  $A_i$  área transversal del filtro  $i$ , se reemplazan los datos para cada filtro.

$$A_1 = \frac{195 \cdot 0,001 \cdot (28x10^8 + 4,1x10^6)}{30.000} = 0,212 \text{ m}^2 \quad (D.7)$$

$$A_2 = \frac{182 \cdot 0,001 \cdot (28x10^8 + 4,1x10^6)}{30.000} = 0,19 \text{ m}^2 \quad (D.8)$$

$$A_3 = \frac{172,9 \cdot 0,001 \cdot (28x10^8 + 4,1x10^6)}{30.000} = 0,18 \text{ m}^2 \quad (D.9)$$

$$A_4 = \frac{235,8 \cdot 0,001 \cdot (28x10^8 + 4,1x10^6)}{30.000} = 0,24 \text{ m}^2 \quad (D.10)$$

$$A_5 = \frac{236 \cdot 0,001 \cdot (28x10^8 + 4,1x10^6)}{30.000} = 0,25 \text{ m}^2 \quad (D.11)$$

Se considera un margen de seridad del 1%, por lo que las áreas de cada filtro quedan:

$$A_1^* = A_1 \cdot 0,01 = 0,215 \text{ m}^2 \quad (D.12)$$

$$A_2^* = A_2 \cdot 0,01 = 0,2 \text{ m}^2 \quad (D.13)$$

$$A_3^* = A_3 \cdot 0,01 = 0,19 \text{ m}^2 \quad (D.14)$$

$$A_4^* = A_4 \cdot 0,01 = 0,26 \text{ m}^2 \quad (D.15)$$

$$A_5^* = A_5 \cdot 0,01 = 0,26 \text{ m}^2 \quad (\text{D.16})$$

### D.3. Centrífuga

Para determinar las dimensiones de este equipo, se ocupa la ecuación de diseño para una centrífuga

$$Q = v_s \cdot \frac{(2 \cdot \pi \cdot L \cdot R^2 \cdot \omega^2)}{g} \quad (\text{D.17})$$

Donde:

$v_s$ : Velocidad de sedimentación del sólido a separar .

L: Altura del equipo.

R: Radio característico del equipo.

$\omega$ : Velocidad angular de las partículas.

Primero para determinar la velocidad de sedimentación de las partículas, se emplea la siguiente fórmula:

$$v_s = \frac{\rho_p - \rho_f}{18 \cdot \mu} \cdot D_p^2 \cdot g \quad (\text{D.18})$$

Donde:

$\rho_p$ : Densidad de la partícula.

$\rho_f$ : Densidad del fluido .

$\mu$ : viscosidad del fluido .

$D_p$ : Diámetro de partícula.

Para lo anterior se utilizan los siguientes datos:

Tabla D.7: Datos para el diseño de la centrifuga

Datos centrifuga				
Dato	Símbolo	Valor	Unidad	Referencia
Densidad partícula	$\rho_p$	1350	kg/m <sup>3</sup>	cite
Densidad fluido	$\rho_l$	1006,2	kg/m <sup>3</sup>	cite
Viscosidad fluido	$\mu_f$	$1,025 \times 10^{-3}$	Pa s	cite
Diámetro de partícula	$D_p$	$2 \times 10^{-5}$	m	cite
Velocidad angular	$\omega$	266,6	rps	cite
Radio medio	$R_m$	0,075	m	cite
Largo equipo	L	0,75	m	cite
Flujo a tratar	$Q_{10}$	147,9	m <sup>3</sup>	BM

Con los datos anteriores se determina la velocidad de sedimentación:

$$v_s = \frac{1350 - 1006,2}{18 \cdot 1,025 \times 10^{-3}} \cdot (2 \times 10^{-5})^2 \cdot 9,8 = 7,3 \times 10^{-5} \frac{m}{s} \quad (D.19)$$

Ya obtenido el valor de la velocidad de sedimentación, y utilizando los valores expresados en la tabla D.7 se puede obtener la capacidad de la centrifuga, como flujo volumétrico, que es capaz de procesar. Usando la ecuación D.17 se tiene:

$$Q_c = 7,3 \times 10^{-5} \cdot \frac{(2 \cdot \pi \cdot 0,75 \cdot (0,075)^2 \cdot (266,6)^2)}{9,6} = 0,014 \frac{m^3}{s} = 50,56 \frac{m^3}{h} \quad (D.20)$$

Resultando una capacidad de la centrifuga de  $0,014 \frac{m^3}{s}$ , lo que equivale a  $50,56 \frac{m^3}{h}$ .

Cabe destacar que las dimensiones como la altura y el radio medio de la centrifuga, fueron tomadas de centrifugas comúnmente en venta en el mercado, con lo cual fueron valores impuestos, con ello podemos determinar el flujo volumétrico que es capaz de tratar por hora, como se hizo anteriormente. Ahora solo queda determinar el tiempo de centrifugación. Para ello, se ocupa el flujo que debe procesar la centrifuga para completar un lote del proceso,  $Q_{10}$ , y la capacidad de esta  $Q_c$ . Por lo tanto el tiempo  $t_c$  de centrifugación se obtiene de la siguiente manera:

$$t_c = \frac{Q_{10}}{Q_c} = \frac{147,9}{50,56} = 2,9 \text{ h} \quad (D.21)$$

Por lo tanto, en base a la ecuación de diseño de una centrifuga, se determina un tiempo

de centrifugación equivalente a 2,9 horas, y para tener un rango de seguridad del 10%, el tiempo de centrifugación quedaría:

$$t_c^* = t_c \cdot 1,1 = 3,2 \text{ horas} \quad (\text{D.22})$$

Finalmente el tiempo de centrifugado  $t_c^*$  es de 3,2 horas.

## D.4. Columna de cromatografía

La corriente de interés de que sale de la columna de cromatografía es F12, en la cual sale una solución con proteína purificada, en ella se encuentran ficoeritrinas y ficocianinas en mayor concentración en comparación a momento de entrar a la columna.

Para partir con el dimensionamiento se asumirá que la columna tiene una capacidad de 20 mg/ml. Además, por balance de masa sabemos que la corriente F14 contiene 2,25 y 0,99 kg de ficoeritrina y ficocianina respectivamente. Por lo tanto un total de 3,24 kg equivalente a  $3,24 \times 10^6$  mg de ficobiliproteínas. Este total es lo que se debería generar por lote, y cada lote se genera cada un día.

Como supuesto se tenía que la columna tiene una capacidad de 20 mg/ml entonces para determinar el volumen que debería tener la columna para purificar la cantidad de ficobiliproteínas deseada, se realiza el siguiente cálculo.

$$V_{cc} = \frac{1 \cdot 3,24 \times 10^6}{20} = 16,2 \times 10^4 \text{ ml} = 162 \text{ L} = 0,162 \text{ m}^3 \quad (\text{D.23})$$

Donde:

$V_{cc}$ : Volumen de la columna de cromatografía.

Para hacer aún más pequeña la columna, se impondrá que durante el mismo lote se harán ciclos de purificación, así ocuparemos la misma columna, más pequeña, para hacer la misma operación pero con más ciclo.

Con 10 ciclos el volumen sería 10 veces menos que lo obtenido anteriormente, o sea 16,2 L o 0,0162 m<sup>3</sup>. Faltaría determinar el diámetro que caracteriza a la columna. Para ello asúmanos que la columna tiene un máximo de altura de 50 cm y considerando que la fórmula de volumen para un cilindro es la siguiente:

$$V_{cilindro} = \frac{H \cdot \pi \cdot (D)^2}{4} \quad (\text{D.24})$$

Donde:

$V_{cilindro}$ : Volumen de un cilindro.

$H$ : Altura.

$D$ : Diámetro de la columna de cromatografía.

Despejando el diámetro de la fórmula, quedaría:

$$D = \sqrt{\frac{V_{cc} \cdot 4}{H \cdot \pi}} \quad (\text{D.25})$$

entonces el diámetro de la columna queda:

$$D_{cc} = \sqrt{\frac{0,0162 \cdot 4}{0,5 \cdot \pi}} = 0,2m = 20.29cm \quad (D.26)$$

## D.5. Reactor alcalino

Las dimensiones de este equipo se determinan según el volumen que se requiere para que entren las algas agotadas en proteínas y la solución alcalina requerida. Según la información recopilada, se necesita una solución de NaOH con una razón 1:20 de alga seca solución.

Según lo anterior para determinar el volumen de este reactor, se suman los volúmenes de las corrientes que entran a esta etapa, calculando el volumen necesario para el tratamiento de la siguiente manera:

$$V_a = V_{F9} + V_{16} \quad (D.27)$$

Donde:

$V_a$ : Volumen necesario.

Recordar que la densidad del alga fresca es 1,15 t/m<sup>3</sup> [41] y la densidad de arena de mar 1,4 t/m<sup>3</sup> [48]. por lo tanto para determinar el  $V_{F9}$  y  $V_{16}$  se debe determinar los volúmenes de cada composición en cada corriente.

$$V_{F9} = \frac{m_f}{\rho_f} + \frac{m_{arena}}{\rho_{arena}} = \frac{53,8}{1,15} + \frac{0,5}{1,4} = 46,7 + 0,37 = 47,07m^3 \quad (D.28)$$

$$V_{F16} = \frac{m_{NaOH}}{\rho_{NaOH}} = \frac{135,8}{1,0035} = 135,6 \quad (D.29)$$

Teniendo los volúmenes de las corrientes F9 y F26, se puede determinar el Volumen necesario:

$$V_a = 47,07 + 135,6 = 182,5 m^3 \quad (D.30)$$

Y por seguridad, el volumen del reactor será un 1% mayor de lo necesario:

$$V_{R,A} = V_n \cdot 0,01 = 184,3 m^3 \quad (D.31)$$

Donde:

$V_{R,A}$ : Volumen del reactor Alcalino.

## D.6. Reactor de neutralización

Las dimensiones de este equipo se determinan según el volumen que se requiere para que entren las algas agotadas en sulfatos y la solución ácida requerida. Según la información recopilada, se necesita una solución de  $H_2SO_4$  con una razón 1:20 de alga seca solución.

Según lo anterior para determinar el volumen de este reactor, se suman los volúmenes de las corrientes que entran a esta etapa, calculando el volumen necesario para la neutralización de la siguiente manera:

$$V_h = V_{F19} + V_{20} \quad (D.32)$$

Donde:

$V_h$ : Volumen necesario para la neutralización .

Recordar que la densidad del alga fresca es 1,15 t/m<sup>3</sup> [41] y la densidad de arena de mar 1,4 t/m<sup>3</sup> [48]. por lo tanto para determinar el  $V_{F19}$  y  $V_{20}$  se debe determinar los volúmenes de cada composición en cada corriente.

$$V_{F19} = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{53,3}{1,15} = 53,35 m^3 \quad (D.33)$$

$$V_{F20} = \frac{m_{H2SO4}}{\rho_{H2SO4}} = \frac{126,1}{1,00001} = 126,1 m^3 \quad (D.34)$$

Teniendo los volúmenes de las corrientes F19 y F20, se puede determinar el Volumen necesario:

$$V_h = 53,35 + 126,1 = 172,9 m^3 \quad (D.35)$$

Y por seguridad, el volumen del reactor será un 1% mayor de lo necesario:

$$V_{R,H} = V_h \cdot 0,01 = 174,6 m^3 \quad (D.36)$$

Donde:

$V_{R,H}$ : Volumen del reactor de neutralización.

## D.7. Blanqueo

Las dimensiones de este equipo se determinan según el volumen que se requiere para que entren las algas neutralizadas y la solución de hipoclorito requerida. Según la información recopilada, se necesita una solución de  $NaClO$  con una razón 1:30 de alga seca solución.

Según lo anterior para determinar el volumen de este reactor, se suman los volúmenes de las corrientes que entran a esta etapa, calculando el volumen necesario para la neutralización de la siguiente manera:

$$V_h = V_{F23} + V_{24} \quad (D.37)$$

Donde:

$V_b$ : Volumen necesario para el blanqueo .

Recordar que la densidad del alga fresca es 1,15 t/m<sup>3</sup> [41]. Por lo tanto para determinar el  $V_{F23}$  y  $V_{24}$  se debe determinar los volúmenes de cada composición en cada corriente.

$$V_{F23} = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{53,3}{1,15} = 53,35 m^3 \quad (D.38)$$

$$V_{F24} = \frac{m_{NaClO}}{\rho_{NaClO}} = \frac{189,2}{1,00001} = 189,2 m^3 \quad (D.39)$$

Teniendo los volúmenes de las corrientes F23 y F24, se puede determinar el Volumen necesario:

$$V_b = 53,35 + 189,2 = 235,8 m^3 \quad (D.40)$$

Y por seguridad, el volumen del reactor será un 1% mayor de lo necesario:

$$V_{R,B} = V_b \cdot 0,01 = 238,1 m^3 \quad (D.41)$$

Donde:

$V_{R,B}$ : Volumen del tanque de blanqueo.

## D.8. Tanque de Cocción

Las dimensiones de este equipo se determinan según el volumen que se requiere para que entren las algas blanqueadas y el agua requerida. Según la información recopilada, se necesita agua con una razón 1:30 de alga seca agua.

Según lo anterior para determinar el volumen de este reactor, se suman los volúmenes de las corrientes que entran a esta etapa, calculando el volumen necesario para la neutralización de la siguiente manera:

$$V_c = V_{F27} + V_{28} \quad (D.42)$$

Donde:

$V_b$ : Volumen necesario para el blanqueo .

Recordar que la densidad del alga fresca es 1,15 t/m<sup>3</sup> [41]. Por lo tanto para determinar el  $V_{F27}$  y  $V_{28}$  se debe determinar los volúmenes de cada composición en cada corriente.

$$V_{F27} = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{53,8}{1,15} = 46,7 m^3 \quad (D.43)$$

$$V_{F28} = \frac{m_{agua}}{\rho_{agua}} = \frac{182,7}{0,971} = 189,2 m^3 \quad (D.44)$$

Teniendo los volúmenes de las corrientes F27 y F28, se puede determinar el Volumen necesario:

$$V_c = 46,7 + 189,2 = 236 m^3 \quad (D.45)$$

Y por seguridad, el volumen del reactor será un 1% mayor de lo necesario:

$$V_{R,C} = V_c \cdot 0,01 = 238,3 \text{ m}^3 \quad (\text{D.46})$$

Donde:

$V_{R,C}$ : Volumen del tanque de cocción.

## D.9. Secador

En esta etapa se utiliza un secado por aspersión, esto con el objetivo de disminuir el exceso de humedad y así obtener el producto deseado, el agar.

Para el dimensionamiento de esta operación se toma como guía el diseño presentado por Liliana Martínez, en su tesis llamada “Dimensionamiento y simulación de un secador por aspersión de nivel piloto” [59]. Utilizando los siguientes datos:

Tabla D.8: Datos constantes del sistema para el dimensionamiento del secador.

Datos constantes del sistema				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Cte. Antoine	$A_A$	8	-	[59]
Cte. Antoine	$B_A$	1730	-	[59]
Cte. Antoine	$C_A$	233	-	[59]
Capacidad calorífica del aire seco	$C_{pa}$	1005	J/kg k	[59]
Capacidad Calorífica del agua	$C_{pw}$	4186	J/kg k	[59]
Capacidad calorífica de vapor de agua	$C_v$	1884	J/kg k	[59]
Peso molecular del agua	$M_w$	0,018	Kg/mol	[59]
Peso molecular del aire	$M_a$	0,029	Kg/mol	[59]
Presión de trabajo X región	$P_t$	101900	Pa	[61]
Temperatura de referencia	$T_0$	273,15	K	[59]
Calor latente de vaporización a $T_0$	$\lambda_0$	2502300	J/kg	[59]
Densidad de agua	$\rho_w$	0,997	kg/m <sup>3</sup>	[59]

Tabla D.9: Datos para el atomizador del secador.

Características del atomizador				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Diámetro	$D_r$	0,05	m	[59]
Altura de la paleta	$h_p$	0,009	m	[59]
N° de paletas	$n_p$	24	-	[59]
Velocidad angular	N	833	1/s	[59]

Tabla D.10: Variables de salida del secador.

Variables de salida.				
<b>Aire</b>				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Temperatura del aire a la salida	$T_{a2}$	343	K	[59]
<b>Producto</b>				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Temperatura del producto a la salida	$T_{s2}$	338	K	[59]
Humedad del producto a a salida	$X_2$	0,02	-	-

Tabla D.11: Datos de salida para el dimensionamiento del secador.

Variables de entrada.				
Dato	Simbología	Valor	Unidad	Referencia
Temperatura del aire a la entrada	$T_{a1}$	438	K	[59]
Temperatura del solido a la entrada	$T_{s1}$	298	K	-
Concentración de alimentación	$C_{in}$	7,02	kg/m <sup>3</sup>	BM
Densidad alimentación	$\rho_{in}$	1100	kg/m <sup>3</sup>	[42]
Flujo a trabajar	$F_m$	17,12	kg/s	[59]
Humedad del producto a la entrada	$X_1$	0,88	-	[40]
Viscosidad de la alimentación	$\mu_s$	997	kg/m <sup>3</sup>	-
Densidad del solido seco	$\rho_{ss}$	550	kg/m <sup>3</sup>	[62]

Para realizarlos cálculos de las dimensiones primero se deben pasar por 3 pasos.

1. Determinación de la humedad relativa del aire a la salida del equipo con el objetivo de conocer la humedad relativa.
2. Luego del paso 1, se calcula el diámetro de la gota asperjada, diámetro, temperatura y humedad críticos, instante donde la gota se mantiene de una tamaño constante.
3. Luego del paso 2 se procede a calcular el tiempo de secado y tiempo de residencia del solido en la cámara del secador, donde el valor del primero debe ser menos que el segundo

### D.9.1. Paso 1: Humedad relativa.

Para comenzar con el cálculo de la humedad relativa del aire a la salida de la cámara de secado, lo primero que se debe hacer es determinar la humedad absoluta a en esa posición, para ello se realizan los siguientes balances de masa y energía :

- Balance de masa sobre la cámara de secado

$$F_m \cdot (X_1 - X_2) = G_m \cdot (Y_2 - Y_1) \quad (D.47)$$

Donde:

$X_1$ : humedad de la gota en la entrada [kg agua/kg sólido].

$X_2$ : humedad de la gota en la salida [kg agua/ kg sólido].

$Y_1$ : : humedad del aire en la entrada [kg agua/kg gas].

$Y_2$ : humedad del aire en la salida [kg agua/kg gas].

- Balance de energía sobre la cámara de secado

$$F_m \cdot (h_{s1} - h_{s2}) = G_m \cdot (H_{a2} - H_{a1}) \quad (D.48)$$

Donde:

$h_{s1}$ : Entalpía del sólido a la entrada de la cámara [J/kg] .

$h_{s2}$ :Entalpía del solido a la salida de la cámara [J/kg] .

$H_{a1}$ : Entalpía del aire a la entrada de la cámara [J/kg].

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

- Entalpía de sólidos a la salida de la cámara de secado.

$$h_{s1} = C_{pss} \cdot (T_{s1} - T_0) + X_1 \cdot C_{pw} \cdot (T_{s1} - T_0) \quad (D.49)$$

- Entalpía de sólidos a la entrada de la cámara de secado.

$$h_{s2} = C_{pss} \cdot (T_s - T_0) + X_2 \cdot C_{pw} \cdot (T_{s2} - T_0) \quad (D.50)$$

- Entalpía del aire a la entrada de la cámara de secado

$$H_{a1} = (C_{pa} + C_v \cdot Y_1) \cdot (T_{a1} - T_0) + \lambda_0 \cdot Y_1 \quad (D.51)$$

- Entalpía del aire a la salida de la cámara de secado

$$H_{a2} = (C_{pa} + C_v \cdot Y_2) \cdot (T_{a2} - T_0) + \lambda_0 \cdot Y_2 \quad (D.52)$$

Sustituyendo la ecuación D.52 en la ecuación D.48, e igualándola con la ecuación D.47 e puedes despejar  $Y_2$  de la siguiente manera:

$$Y_2 = \frac{[H_{a1} - C_{pa} \cdot (T_{a2} - T_0)] \cdot (X_1 - X_2) + (Y_1 \cdot (h_{s2} - h_{s1}))}{(h_{s2} - h_{s1}) + [C_v \cdot (T_{a2} - T_0) + \lambda_0] \cdot (X_1 - X_2)} \quad (D.53)$$

Quedando  
 $X_2 = 0,04$ .  
 $h_{s1} = 152.333$  J/kg.  
 $h_{s2} = 261.086$  J/kg.  
 $H_{a1} = 193.956$  J/kg.

Continuado, para obtener la humedad relativa se utiliza la siguiente ecuación:

$$\%HR = \frac{P_w}{P_0} \cdot 100 \quad (D.54)$$

Donde:  
 $\%$  HR: humedad relativa.  
 $P_w$ : Presión parcial del agua.  
 $P_0$ : Presión del vapor de agua a la temperatura en la que sale el aire.

Los valores de  $P_w$  y  $P_0$  se calculan con las siguientes fórmulas:

$$\log P_0 = A_A - \frac{B_A}{T_{a2} + C_A} \quad (D.55)$$

$$P_w = \frac{Y_2 \cdot P_1 \cdot M_a}{M_w + Y_2 \cdot M_a} \quad (D.56)$$

Reemplazando los datos queda:  
 $P_0 = 1.122.030$  Pa.  
 $P_w = 6169,3$  Pa.

y  $\%HR = 0,55\%$ , lo que sí cumple con ser menos que la humedad de equilibrio del sólido.

Por otro lado, sabiendo el valor de  $Y_2$  se puede obtener el de  $G_m$  obteniendo que equivale a 102 kg/s, flujo de gas necesario.

## D.9.2. Paso 2: Puntos críticos.

Para determinar los puntos críticos y el diámetro de la gota asperjada, se tienen correlaciones que dependen de las características de atomizador, para partir se tiene la siguiente correlación:

$$D_{vs} = 5240 \cdot M_p^{0,171} \cdot (\pi \cdot D_r \cdot N)^{-0,537} \cdot \mu_s^{-0,017} \quad (D.57)$$

Donde:

$M_p$ : flux de alimentación por paleta de atomizador. Se calcula de la siguiente manera:

$$M_p = \frac{F}{h_p \cdot n_p} \quad (D.58)$$

Reemplazando los datos anteriores queda:

$M_p = 2,97 \text{ g}/(s \cdot \text{cm})$  y por lo tanto  $D_{vs} = 3,8 \cdot 10^{-5} \text{ m}$

Ahora la dimensiones de la cámara se hacen en función de  $D_{95}$  que significa que el diámetro en el cual se entra es el 95 % de la nube asperjada, lo que garantiza que la gota se seque a la salida de la cámara.  $D_{95}$  se calcula de la siguiente manera:

$$D_{95} = 1,4 \cdot D_{vs} = 1,4 \cdot 3,8 \cdot 10^{-5} = 5,3 \cdot 10^{-5} \quad (\text{D.59})$$

A continuación se presentan os cálculo de los parámetros críticos:

$$D_c = D_{95} \cdot \left[ \frac{\rho_s}{\rho_{ss}} \cdot \frac{1 + X_2}{1 + X_1} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{D.60})$$

Luego  $D_c = 1,95 \cdot 10^{-4} \text{ m}$

Las siguientes fórmulas se utilizan para obtener los valores de humedad absoluta de de la gota  $X_c$  y del aire  $Y_c$  en el punto critico. Primero se deben obtener los valores de humedad removida de la gota  $a_r$  y la humedad remanente de a gota  $a_p$ , de la siguiente manera:

$$a_r = \frac{\pi}{6} \cdot (D_{95}^3 - D_c^3) \cdot \rho_w \quad (\text{D.61})$$

$$a_p = \frac{\pi \cdot D_{95}^3}{6} \cdot X_{1h} \cdot \rho_s - a_r \quad (\text{D.62})$$

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

$$X_{1h} = \frac{1}{X_1 + 1} = 0,44 \quad (\text{D.63})$$

$$X_c = \frac{a_p}{\left(\frac{\pi \cdot D_{95}^3}{6}\right) \cdot C_{im}} \quad (\text{D.64})$$

$$Y_c = Y_1 + \frac{F_m \cdot (X_1 - X_c)}{G_m} \quad (\text{D.65})$$

$a_r = 3,5 \cdot 10^{-9} \text{ kg agua/gota.}$

$a_p = 3,4 \cdot 10^{-10} \text{ kg agua/gota.}$

$X_c = 0,06 \text{ kg agua/kg de sólido.}$

$Y_c = 0,05 \text{ kg agua/kg gas.}$

Para finalizar se requiere determinar la entalpía de sólidos  $h_{sc}$  y la del aire  $H_{ac}$  en el punto crítico para luego determinar la temperatura del aire crítica.

$$h_{sc} = C_{pss} \cdot (T_{ss} - T_0) + X_c \cdot C_{pw} \cdot (T_{ss} - T_0) \quad (\text{D.66})$$

$$H_{ac} = \frac{F_m \cdot (h_{s1} - h_{sc})}{G_m} + H_{a1} \quad (\text{D.67})$$

$$T_{ac} = \frac{H_{ac} - \lambda_0 \cdot Y_c}{(C_{pa} + C_v \cdot Y_c)} + T_0 \quad (D.68)$$

Resultando:

$$h_{sc} = 172285,9 \text{ J/kg.}$$

$$H_{ac} = 201290,4 \text{ J/kg.}$$

$$T_{ac} = 357,32 \text{ K.}$$

### D.9.3. Paso 3: Tiempo de secado y residencia.

El tiempo de secado  $t_T$  se conforma de dos periodos. Primero el tiempo de secado a velocidad constante  $t_c$  y segundo, el tiempo de secado a velocidad decreciente  $t_d$ , y la suma de ambos conforman el tiempo total.

$$t_c = \frac{\lambda_{bh} \cdot \rho_w}{8 \cdot \Delta_{ml1} \cdot k_{d1}} \cdot (D_{95}^2 - D_c^2) \quad (D.69)$$

$$t_d = \frac{\lambda_{bh} \cdot D_c^2 \cdot \rho_{ss}}{12 \cdot \Delta_{ml2} \cdot k_{d1}} \cdot (X_c - X_2) \quad (D.70)$$

Dond:

$k_{d1}$ : Conductividad térmica de la película de aire que rodea la gota.  $J/s \cdot m \cdot K$

Se impondrá un valor de  $k_{d1} = 0,048 \text{ J/s} \cdot m \cdot K$

$$t_c = 0,12 \text{ K.}$$

$$t_d = 0,09 \text{ K.}$$

$$t_T = 0,21 \text{ s.}$$

El tiempo que tarde en secarse cada gota es de aproximadamente 0,2 segundos.

Finamente se debe calcular la velocidad de las gotas, para conocer. Dicha velocidad se divide en tres componentes: axial, la cual es despreciable, radial  $V_{r0}$ , tangencial  $V_{t0}$ .

$$V_{r0} = \left( \frac{\rho_s \cdot Q_v^2 \cdot \omega^2 \cdot \frac{D_r}{2}}{3 \cdot \mu_s \cdot h_p^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (D.71)$$

$$V_{t0} = \pi \cdot D_r \cdot N \quad (D.72)$$

Donde:

$$V_{r0}=0,21 \text{ m/s.}$$

$$V_{t0}=139,3 \text{ m/s.}$$

Luego la Velocidad resultante se calcula como:

$$\sqrt{V_{t0}^2 + V_{r0}^2} = 139,3 \text{ m/s} \quad (\text{D.73})$$

Con todo lo anterior se pueden determinar las dimensiones del secador, los cálculos se presentan a continuación.

#### D.9.4. Paso final: Dimensiones del secador

$$R_{camara} = (t_T \cdot 2,4 \cdot V_{res} \cdot (b \cdot \frac{D_r}{2})^{0,5})^{0,5} + \frac{D_r}{4} \quad (\text{D.74})$$

Donde:

$R_{camara}$ : Radio de la cámara de secado.

b: Ancho del chorro a la misma velocidad angular de la alimentación.

b se determina de la siguiente manera:

$$b = \frac{F}{\rho_{a2} \cdot 2 \cdot \pi \cdot \frac{D_r}{2} \cdot v_{res}} \quad (\text{D.75})$$

Donde:

$\rho_{a2}$ : Densidad de la mezcla en la salida.

$$\rho_{a2} = \frac{1 + Y_x}{V_{hx}} \quad (\text{D.76})$$

Donde:

$V_{hx}$ : Volumen de la mezcla de salida.

$$V_{hx} = 8315 \cdot \left( \frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_w} \right) \cdot \frac{T_{ax}}{P_t} \quad (\text{D.77})$$

Reemplazando los datos y calculando se obtiene:

$$b = 0,04.$$

$$\rho_{a2}=1,005.$$

$$V_{hx} = 2,55$$

$$R_{camara}=0,87$$

Y el diámetro de la cámara se determina de la siguiente manera:

$$D_{camara} = 2 \cdot R_{camara} = 1,74 \text{ m} \quad (\text{D.78})$$