



PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA BIOQUÍMICA

**EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA Y DISEÑO A NIVEL DE DETALLE DE UNA
PLANTA PRODUCTORA DE EXTRACTO LÍQUIDO DE ANTIOXIDANTE
CONCENTRADO Y FIBRA A PARTIR DEL MUSGO *SPHAGNUM
MAGELLANICUM*.**

Alumnas: Jennyfer Chacoff Garay.
Stefania Sanfuentes Lazo.

Profesores Guía: Paola Poirrier Gonzalez.
Francisco Rodriguez Rodriguez.

JULIO 2014

A mi Mama y Papa, quienes confiaron en mí, me brindaron su apoyo y fuerza durante estos siete años, sin ustedes no podría haber llegado al final.

A Dios, agradecerle por las personas que me rodean y por su eterna compañía en cada dificultad.

A Francisco, por su amor y paciencia durante estos cinco años, además de cada momento de alegría juntos, gracias.

A mi Hermana Camila, por alegrarme los días estos últimos años. A mi Hermana Carolina y toda mi Familia a quien agradezco su compañía, su fuerza y su alegría a la distancia.

A mis amigos, en especial a mi amiga Doris, quien siempre estuvo para escucharme y entregarme una palabra de aliento.

Todo esto no lo podría haber logrado sin ustedes, fueron y serán siempre parte fundamental de todos mis logros los AMO.

Jennyfer.

En primer lugar quiero dedicar es trabajo a mi madre y a mi hermana, por haberme apoyado en cada paso que he dado y por darme fuerzas para seguir adelante en cada proyecto que he comenzado.

A mis amigos, por la compañía, por la comprensión y por las alegrías que me dieron.

Y finalmente, a mi padre y a mi abuelita, quienes no me pudieron acompañar hasta el final de esta etapa, pero cuya compañía y amor siempre sentí. Espero que estén orgullosos de mí, ya que esto, en gran parte, lo hice por ustedes.

Stefania.

RESUMEN

Sphagnum magellanicum es la especie de musgo más abundante en Chile, y debido a que la demanda internacional del musgo ha experimentado un incremento en los últimos años se ha pensado en darle un valor agregado a este, para así poder aprovechar sus cualidades.

En el proyecto se realiza una revisión del estado del arte de las características del musgo *Sphagnum magellanicum*, dando a conocer propiedades interesantes, como lo son su capacidad antioxidante y su alto contenido en fibra. Dadas estas propiedades del musgo se pretende diseñar una planta productora de concentrado de antioxidante y fibra utilizando como materia prima al musgo anteriormente mencionado.

Se realiza un estudio de mercado, en el cual se dan a conocer los distintos tipos de mercados que influirán en este proyecto, los cuales entregan información para poder analizar la posibilidad de posicionar el concentrado de antioxidante y la fibra en el mercado. En este estudio también se determina la capacidad de la planta la cual es de 2.000 [ton/mes] de musgo húmedo, y la ubicación de la planta, que por razones estratégicas se propone ubicarla en la ciudad de Puerto Montt.

También se detalla el trabajo realizado en laboratorio, el cual se realizó con el fin de determinar la cantidad de antioxidantes que se extrae del musgo, la temperatura apropiada para la extracción y la cantidad de solvente, en este caso agua, necesaria para el proceso de extracción, datos necesarios para la realización de los balances de masas y energía.

Tomando en cuenta las características del musgo y la cantidad a procesar, se realiza la síntesis y selección de procesos, en la cual se describen todos los procesos a seguir para la obtención de los productos. Además se detallan las técnicas a utilizar en cada etapa, con la finalidad de tener un producto con las características deseadas, aprovechando al máximo la materia prima.

Se realiza una evaluación económica en la cual se determina que el costo de capital y el costo de producción anual son de 92.305,51 [UF] y 106.790,27 [UF/año] respectivamente. El precio al cual se comercializa el extracto concentrado de antioxidante es de CLP 7.000/kg y la fibra dietética es de CLP 700/kg. Los volúmenes de venta que se proyecta para cada producto es de 210.179,84 [kg] y 2.582.145,28[kg] durante los primeros tres años, el cual se incrementa a 420.359,68 [kg] y 5.164.290,56[kg] respectivamente entre el cuarto y el sexto año, para finalmente llegar al 100% de la capacidad de la planta a partir del séptimo año, en donde los volúmenes de venta aumentaran a 525.449,60 [kg] para el extracto concentrado de antioxidante y 6.455.363,20 [kg] para la fibra dietética. Con estos volúmenes de venta, evaluando el proyecto a diez años y proyectando una tasa de descuento de 15%, se determina que el VAN del proyecto es de 435.030,43 [UF] con una tasa interna de retorno de 64% con un payback de cuatro años.

El balance de masa se lleva a cabo considerando que la planta funcionará cinco días a la semana, con dos turnos de ocho horas cada uno.

A la profesora Paola y a Francisco, quienes nos apoyaron, motivaron, aconsejaron y confiaron en nuestro trabajo.

A la Escuela de Ingeniería Bioquímica y sus profesores, por acogernos y entregarnos todos los conocimientos necesarios para formarnos como las profesionales que somos hoy en día.

A nuestras familias por el apoyo incondicional que nos brindaron en nuestra etapa universitaria.

ÍNDICE GENERAL

1.	INTRODUCCIÓN	1
1.1	OBJETIVOS	2
1.1.1	Objetivo general	2
1.1.2	Objetivos específicos	2
2	REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1	ASPECTOS GENERALES DE <i>SPHAGNUM MAGELLANICUM</i>	3
2.1.1	Las briofitas	4
2.1.2	Turberas	6
2.1.3	Turberas antropogénicas o pomponales	7
2.1.4	Caracterización químico nutricional del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	7
2.1.5	Propiedades biológicas del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	10
2.1.6	Sustentabilidad en la extracción del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	11
2.1.7	Zonificación del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	12
2.2	ANTIOXIDANTES	13
2.2.1	Antioxidantes naturales.....	16
2.2.2	Antioxidantes sintéticos más utilizados.....	17
2.3	FIBRA.....	18
2.3.1	Fibra alimentaria.....	18
2.3.2	Fibra dietética.....	19
2.3.3	Fibra dietética soluble e insoluble	20

2.3.4	Consumo de fibra	20
2.4	EXTRACCIÓN DE ANTIOXIDANTES.....	21
2.5	REFERENCIAS CAPÍTULO 2	23
3	TRABAJO EXPERIMENTAL	26
3.1	MATERIALES	26
3.1.1	Materia prima.....	26
3.1.2	Reactivos	27
3.1.3	Materiales de laboratorio	27
3.1.4	Equipos.....	28
3.2	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	28
3.2.1	Determinación de densidad y humedad.....	29
3.2.2	Determinación del tiempo de extracción y relación musgo agua.....	30
3.2.3	Determinación de la temperatura de extracción.....	31
3.2.4	Determinación de las etapas de extracción	32
3.2.5	Generación de muestras.....	32
3.3	MÉTODOS ANALÍTICOS.....	33
3.3.1	Determinación de humedad	33
3.3.2	Determinación de sólidos totales	34
3.3.3	Determinación de compuestos fenólicos	35
3.3.4	Extracción Soxhlet	36
3.3.5	Determinación de la actividad antioxidante	37

3.4	RESULTADOS	38
3.4.1	Propiedades físicas del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	38
3.4.2	Determinación de la proporción musgo-agua	39
3.4.3	Determinación del tiempo de extracción	40
3.4.4	Determinación de la temperatura de extracción.....	42
3.4.5	Determinación de las etapas a realizar en la extracción.....	43
3.4.6	Determinación de los compuestos fenólicos	44
3.5	DISCUSIONES	46
3.6	CONCLUSIONES	47
3.7	REFERENCIAS CAPÍTULO 3	49
4	ESTUDIO DE MERCADO	50
4.1	DEFINICIÓN DEL PRODUCTO.....	51
4.2	OPORTUNIDAD O NECESIDAD DEL MERCADO DEL PROYECTO	51
4.3	MERCADO PROVEEDOR.....	54
4.3.1	Mercado internacional	55
4.3.2	Mercado nacional.....	55
4.4	MERCADO COMPETIDOR.....	57
4.5	MERCADO DISTRIBUIDOR.....	59
4.6	MERCADO CONSUMIDOR.....	59
4.6.1	Productos con compuestos antioxidantes	60
4.6.2	Productos con fibra	60
4.6.3	Alimentos funcionales	62

4.6.4	Suplementos alimenticios.....	62
4.7	TAMAÑO Y TASA DE CRECIMIENTO DEL MERCADO OBJETIVO.....	63
4.8	TAMAÑO Y TASA DE CRECIMIENTO DE LA INDUSTRIA	63
4.9	MARCO REGULATORIO DEL MERCADO DEL PROYECTO	64
4.10	DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA	65
4.11	UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	68
4.12	REFERENCIAS CAPÍTULO 4	72
5	SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESOS	73
5.1	RECEPCIÓN DE LA MATERIA PRIMA.....	73
5.2	LIMPIEZA	73
5.2.1	Limpieza en seco.....	74
5.2.2	Limpieza en húmedo	74
5.3	REDUCCIÓN DE TAMAÑO	75
5.3.1	Máquinas cortadoras.....	76
5.4	EXTRACCIÓN DE ANTIOXIDANTE	77
5.4.1	Extracción por solvente	77
5.4.2	Extracción en medio acuoso	77
5.4.3	Lixiviación	78
5.5	FILTRACIÓN	80
5.5.1	Filtración por membrana	80
5.5.2	Ultrafiltración	82
5.5.3	Nanofiltración.....	83

5.6	EVAPORACIÓN.....	84
5.7	CENTRIFUGACIÓN.....	87
5.8	SECADO.....	88
5.9	PASTEURIZACIÓN.....	89
5.10	REFERENCIAS CAPÍTULO 5.....	90
6	BALANCES DE MATERIA.....	91
6.1	FLUJO DE ALIMENTACIÓN.....	92
6.2	PRETRATAMIENTO DEL MUSGO.....	93
6.2.1	Lavado.....	94
6.2.2	Reducción de tamaño.....	96
6.3	EXTRACCIÓN DEL ANTIOXIDANTE.....	98
6.3.1	Extractores.....	98
6.3.2	Centrífuga.....	100
6.3.3	Ultrafiltrador.....	103
6.3.4	Nanofiltrador.....	104
6.3.5	Evaporadores.....	105
6.3.6	Pasteurizador.....	107
6.4	OBTENCIÓN DE FIBRA.....	108
6.4.1	Secador.....	108
7	BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DE EQUIPOS.....	111
7.1	PRETRATAMIENTO.....	113
7.1.1	Lavado.....	113

7.1.2	Reducción de tamaño	114
7.1.3	Estanque de almacenamiento (E-1).....	116
7.2	EXTRACCIÓN DE CONCENTRADO LÍQUIDO DE ANTIOXIDANTE	118
7.2.1	Extracción	118
7.2.2	Centrífuga decantadora	130
7.3	CONCENTRACIÓN DEL EXTRACTO	134
7.3.1	Separación por membrana	134
7.3.2	Evaporación	140
7.4	ESTERILIZACIÓN DEL EXTRACTO	151
7.4.1	Intercambiador de placas para pasteurizar	151
7.4.2	Estanque de almacenamiento del concentrado de antioxidante	167
7.5	PRODUCCIÓN DE FIBRA	169
7.5.1	Secador	169
7.5.2	Silo de almacenamiento	175
7.6	EQUIPOS AUXILIARES	177
7.6.1	Caldera	177
7.6.2	Transporte del material líquido y sólido	179
7.6.3	Válvulas	191
7.7	REFERENCIAS CAPÍTULO 7	195
8	ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA	196
8.1	ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA.....	197

8.2	REQUERIMIENTOS DE PERSONAS	200
8.2.1	Determinación del número de operarios.....	200
8.2.2	Distribución del personal	202
8.3	DISTRIBUCIÓN FÍSICA DE LA PLANTA (LAYOUT).....	203
8.4	REFERENCIAS CAPÍTULO 8	208
9	EVALUACIÓN ECONÓMICA	209
9.1	COSTOS DE CAPITAL (CC).....	209
9.1.1	Costo de capital fijo directos	210
9.1.2	Capital de trabajo	218
9.2	COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN	218
9.2.1	Costos de manufactura.....	219
9.2.2	Gastos generales	223
9.3	INGRESOS	224
9.3.1	Ingresos por venta de antioxidante concentrado y fibra	224
9.4	RENTABILIDAD DEL PROYECTO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	225
9.5	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	230
9.6	REFERENCIAS CAPÍTULO 9	235
10	DISCUSIONES, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	236
10.1	DISCUSIONES	236
10.2	CONCLUSIONES	236
10.3	RECOMENDACIONES	237
	APÉNDICE	238

APÉNDICE A.....	238
A.1 Correlación de ChoiOkos	238
A.2: Diagrama psicométrico para el cálculo de las propiedades del aire	239
A.3: Cálculo del factor de corrección NTU para Intercambiadores de placa.....	240
A.4: Propiedades y normas de las tuberías.....	241
A.5: Gráfico de Moody	242
A.6: Estimación del largo equivalente de fittings	243
APÉNDICE B	244
B.1: Constantes de costos, índices y parámetros característicos de dimensionamiento para determinación de costos de equipos.....	244
APÉNDICE C	245
C.1: Curva de calibrado para el método de determinación de compuestos fenólico.	245

ÍNDICE DE TABLA

Tabla 2.1: Caracterización química nutricional del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	7
Tabla 2.2: Fracciones de fibra presentes en <i>Sphagnum magellanicum</i>	9
Tabla 2.3: Ventajas y desventajas de los antioxidantes naturales	17
Tabla 3.1: Detalle relación musgo:agua de cada matraz	30
Tabla 3.2: Tiempo al cual se retira cada matraz del baño de agua	31
Tabla 3.3: Humedad y Densidad del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i>	38
Tabla 4.1: Alimentos enriquecidos o fortificados con fibra	61
Tabla 4.2: Calificación a asignar a los factores de localización de la planta.....	69
Tabla 4.3: Selección de localización de la planta	70
Tabla 5.1: Usos de ultrafiltración y nanofiltración en la industria	84
Tabla 6.1: Resumen de flujos de entrada y salida del proceso de Lavado.....	96
Tabla 6.2: Resumen de flujos en la reducción de tamaño	97
Tabla 6.3: Corrientes de etapa de extracción	100
Tabla 6.4: Composición de Corrientes de entrada a Centrífuga	101
Tabla 6.5: Composición Corrientes etapa de centrifugación	102
Tabla 6.6: Composición de corrientes proceso de Ultrafiltración	104
Tabla 6.7: Composición de corrientes de Nanofiltración.....	105
Tabla 6.8: Composición de las corrientes en Evaporación.....	107
Tabla 6.9: Propiedades del aire a condiciones promedio en Puerto Montt	109

Tabla 6.10: Composición de las corriente de la etapa de secado	110
Tabla 7.1: Especificaciones técnicas de la lavadora tambor rotatorio	113
Tabla 7.2: Características de los cortadores giratorios	115
Tabla 7.3: Resultados del dimensionamiento del estanque E-1	118
Tabla 7.4: Valores necesarios para el dimensionamiento del extractor	119
Tabla 7.5: Dimensiones del extractor	121
Tabla 7.6: incógnitas presentes para el cálculo del agitador	123
Tabla 7.7: Datos necesarios para la resolución de de la ecuación 7.7 y 7.8 para el cálculo del agitador del extractor	124
Tabla 7.8: Datos para el calculo del coeficiente U_c	125
Tabla 7.9: Nomenclatura y datos para la Ecuación 7.13	127
Tabla 7.10: Datos utilizados en la etapa de extracción	128
Tabla 7.11 Flujo másico que circula por la chaqueta en cada una de las extracciones	130
Tabla 7.12: Propiedades de los fluidos de interés para el diseño de la centrífuga	130
Tabla 7.13: Dimensiones del decanter FLOTTWEG Z6E	133
Tabla 7.14: Potencias Necesarias en proceso Centrifugación	134
Tabla 7.15: Peso molecular de compuestos antioxidantes presentes en el extracto	135
Tabla 7.16: Característica de la membrana de Ultrafiltración	136
Tabla 7.17: Datos para el cálculo del flujo de permeado	138
Tabla 7.18: Características bastidor de Ultrafiltración.	139
Tabla 7.19: Características Principales de cada equipo de nanofiltración	140

Tabla 7.20: Datos ingresados para el evaporador de un efecto	142
Tabla 7.21: Datos y resultados obtenidos para la evaporación de doble efecto	145
Tabla 7.22: Resultados del diseño de evaporadores triple efecto	150
Tabla 7.23: Dimensiones de Intercambiador Alfa Laval TL3-FG.....	153
Tabla 7.24: Dimensiones Intercambiador.....	154
Tabla 7.25: Temperatura de corrientes fría y caliente en I-1	155
Tabla 7.26: Propiedades físicas de las corrientes frías y calientes en I-1.....	155
Tabla 7.27: Números adimensionales y coeficiente de transferencia de calor para las corrientes	160
Tabla 7.28: Caídas de presión de las cañerías de I-1	164
Tabla 7.29: Datos de entrada de corrientes frías y caliente en I-2	165
Tabla 7.30: Propiedades físicas de las corrientes frías y calientes en I-2.....	165
Tabla 7.31: Resultados obtenidos en el diseño del I-2	166
Tabla 7.32: Resultado obtenido en el diseño de I-2	166
Tabla 7.33: Caídas de presión en las cañerías del I-2	167
Tabla 7.34: Dimensiones del estaque para el almacenamiento del concentrado de antioxidante	169
Tabla 7.35: Condiciones estándar para el dimensionamiento de un secador spray	170
Tabla 7.36: Características Silo con Tolva SCE1070/15T45.....	177
Tabla 7.37: Porcentaje de elementos en el Gasoil N°6 (15,5°API).....	178
Tabla 7.38: Rugosidad de la superficie para distintos materiales.....	183
Tabla 7.39: Propiedades del fluido a transporta por la bomba B-1	184

Tabla 7.40: Resultados de diámetro y velocidad de flujo en B-1	185
Tabla 7.41: Resultados de cálculo de largo equivalente para la Bomba B-1.....	186
Tabla 7.42: Potencia requerida por las bombas involucradas en el proceso	187
Tabla 7.43: Criterios y datos para el diseño de equipos de transporte por correa	188
Tabla 7.44: Resumen diseño correas trasportadoras	190
Tabla 7.45: Características de válvulas a utilizar en el Proceso.....	194
Tabla 8.1: Producción diaria de la planta	200
Tabla 8.2: Resultado determinación de operarios.....	201
Tabla 8.3: Distribución del personal en la empresa.....	202
Tabla 8.4: Área de equipos.....	204
Tabla 8.5: Área de las Instalaciones de la planta	204
Tabla 9.1: Indicadores económicos	209
Tabla 9.2: Índices CEPCI utilizados en la determinación de costos actuales de los equipos	212
Tabla 9.3: Factores de Instalación para cada equipo.....	213
Tabla 9.4: Costos de los equipos de proceso.....	214
Tabla 9.5: Porcentaje de costos entregado para el cálculo de costos por I&C, cañerías e instalaciones eléctricas	216
Tabla 9.6: Resultados de los costos de capital fijo directo	216
Tabla 9.7: Resultado de los costos de capital fijo indirecto	218
Tabla 9.8: Resumen de los costos de capital	218
Tabla 9.9: Costos mano de obra	220

Tabla 9.10: Costos de agua en el proceso	221
Tabla 9.11: Costo de energía eléctrica en el proceso	222
Tabla 9.12: Costo de combustible en el proceso	222
Tabla 9.13: Costo total de producción anual.....	224
Tabla 9.14: Depreciación de los costos de edificación y equipos instalados	226
Tabla 9.15: Costos de inversión y producción	227
Tabla 9.16: Flujo de dinero en UF durante los primeros diez años de operación.....	227

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Contenido de fibra cruda <i>Sphagnum magellanicum</i> y diversas fuentes de fibra.....	8
Figura 2.2: Contenido de fibra dietética total en <i>Sphagnum magellanicum</i> y varias especies vegetales	9
Figura 2.3: Mapa región de Los Lagos (Richardson, 2011)	13
Figura 3.1: Localización del lugar donde se realiza la cosecha del musgo	26
Figura 3.2: A la izquierda imágenes del picnometro y a la derecha musgo despues de la	39
Figura 3.3: Efecto de la proporción musgo-agua en la extracción de sólidos	40
Figura 3.4: Resultados de la extracción de sólidos durante el tiempo	41
Figura 3.5: imágenes del estudio realizado para determinar el tiempo de extracción, donde se puede observar el tipo de baño utilizado para simular el proceso	41
Figura 3.6: Efecto de a temperatura en la extracción de antioxidante en el tiempo.....	42
Figura 3.7: Imágenes de las extracciones a 60 [°C] y 70 [°C]	43
Figura 3.8: Sólidos obtenidos durante las etapas de extracción.....	43
Figura 3.9: A la izquierda imagen del tercer matraz de la segunda extracción; a la derecha musgo agotado al final de las cuatro extracciones	44
Figura 3.10: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo donde se determina proporción musgo-agua	45
Figura 3.11: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo que determina el tiempo de extracción.....	45
Figura 3.12: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo que determina la mejor temperatura de extracción	46

Figura 4.1: Exportaciones de musgo a los principales mercados mundiales	56
Figura 4.2: Toneladas de musgo exportado desde el año 2002 al 2012	57
Figura 4.3: Importaciones de Fibra ee Chile	61
Figura 4.4: Exportación mensual de <i>Sphagnum magellanicum</i> seco en el año 2012	67
Figura 5.1: Tambor rotatorio para el lavado por aspersión del musgo <i>Sphagnum magellanicum</i> ...	75
Figura 5.2: Muestra de los distintos proceso de filtración por membrana basados en el tamaño de partícula	81
Figura 5.3: Configuración de módulo de ultrafiltración: A es la corriente de alimentación; R es la corriente de retenido y P es la corriente de permeado.....	82
Figura 6.1: Diagrama del Proceso.....	92
Figura 6.2: Diagrama de bloques del Pre-tratamiento	93
Figura 6.3: Esquematización del almacenamiento	97
Figura 6.4: Esquematización del proceso de extracción de antioxidante	98
Figura 6.5: Esquematización del proceso de centrifugación	101
Figura 6.6: Esquematización del proceso de ultrafiltración.....	103
Figura 6.7: Esquematización del proceso de nanofiltración	104
Figura 6.8: Esquematización del proceso de evaporación.....	106
Figura 6.9: Esquematización del proceso de pasteurización	107
Figura 6.10: Esquematización del proceso de secado	108
Figura 7.1: Diagrama de flujo de la planta.....	112
Figura 7.2: Lavadora con tambor rotatorio SORMAC	114

Figura 7.3: Maquina cortadora KRONEN	115
Figura 7.4: Cotas de estanque de almacenamiento	116
Figura 7.5: Decanter FLOTTWEG Z6E.....	133
Figura 7.6: Evaporación de un efecto	142
Figura 7.7: Evaporación de triple efecto	146
Figura 7.8: Intercambiador de placa.....	152
Figura 7.9: Cotas del estanque de almacenamiento del concentrado de antioxidante.....	168
Figura 7.10: Cotas de silo de almacenamiento con Tolva	176
Figura 7.11: Imagen Válvula de control manual	192
Figura 7.12: Imagen Válvula automática de control de presión	192
Figura 7.13: Imagen válvulas automáticas de control de nivel	193
Figura 8.1: Organigrama Empresa	199
Figura 8.2: Vista superior general de la planta	205
Figura 8.3: Vista lateral superior desde el ingreso a la planta	206
Figura 8.4. Vista lateral superior del area administrativa de la planta	206
Figura 8.5: Vista interior de la planta	207
Figura 8.6: Vista lateral superior del area de produccion de la planta	207
Figura 9.1: Payback del proyecto	228
Figura 9.2: Variación del VAN con respecto a la TRMA	229
Figura 9.3: Analisis del TIR en el periodo de 10 años.....	230

Figura 9.4: Sensibilización del precio del musgo	231
Figura 9.5: Sensibilización del precio del agua	232
Figura 9.6: Sensibilización del precio de la fibra dietética	233
Figura 9.7: Sensibilización del precio del concentrado de antioxidante	234

1. INTRODUCCIÓN

La posibilidad de prevenir enfermedades mediante la alimentación se basa en el conocimiento empírico de siglos de historia de la humanidad, fundamentado en el empleo de recursos vegetales que resultan familiares para el consumidor y cuyo manejo es de menor riesgo que los fármacos. El interés de las personas en la relación entre salud, nutrición y dieta, han hecho que las industrias alimentarias vean la oportunidad de desarrollar productos de esta naturaleza en un mercado de rápida expansión.

Los compuestos con actividad antioxidante tienen la capacidad de detener o retardar procesos oxidativos, los cuales pueden causar daños en las células o afectar la preservación de productos, es por esta razón que tienen una gran aplicación en el campo de la industria de los alimentos, la medicina, la cosmética, etc. En la búsqueda de nuevos compuestos con dicha actividad surge el interés por un musgo denominado *Sphagnum magellanicum*, el cual presenta ciertas características que le confieren especial interés. Este musgo forma parte de las plantas no vasculares (dada su naturaleza de musgo) y por lo tanto no poseen las mismas adaptaciones o mecanismos de defensa que las plantas vasculares ante el estrés oxidativo.

El hecho de que Chile posea gran cantidad de turberas, en las cuales abunda el musgo *Sphagnum magellanicum* abre un nicho de mercado muy importante para los productos que se puedan elaborar a partir de esta planta. Esta especie de musgo se caracteriza por ser comercializada en Chile como musgo seco y es utilizada en el área de la botánica aprovechando su alta capacidad de absorber agua.

En los últimos años se han realizados estudios a este musgo, los que demuestran que no solo posee capacidad antioxidante, sino que también posee fibra, dos propiedades muy importantes en la industria alimentaria. La idea de este proyecto es incorporar un valor agregado a este musgo, dada sus propiedades anteriormente mencionadas, se busca crear un extracto concentrado de antioxidantes y fibra para ser utilizados como aditivo alimentario, 100% natural.

En este proyecto se detalla el proceso de producción, se diseña la planta productora y se realiza un estudio de factibilidad técnico-económica para ver su viabilidad.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo general

- Evaluar técnica y económicamente, además de diseñar a nivel de detalle una planta productora de extracto líquido de antioxidante concentrado y de fibra a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*.

1.1.2 Objetivos específicos

- Estudiar el estado del arte y seleccionar los equipos de proceso para la obtención de antioxidante y fibra a partir del musgo.
- Evaluar los parámetros de extracción a nivel de laboratorio, para conocer así las condiciones de operación del proceso de extracción de antioxidante a partir de musgo con el fin de obtener un máximo aprovechamiento de los recursos.
- Diseñar a nivel de detalle los equipos de proceso para la obtención de antioxidante y fibra.
- Evaluar mediante el estudio de factibilidad técnico-económico la producción de antioxidante y fibra a partir del musgo.

2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

2.1 ASPECTOS GENERALES DE *SPHAGNUM MAGELLANICUM*

Sphagnum es el género más abundante de las briofitas (musgo), con amplia distribución en todo el mundo. Son pequeñas plantas que crecen muy cerca una de otras y forman cojines sobre las rocas, troncos y suelos, generalmente con escaso drenaje, debido a su gran capacidad de tolerar condiciones de anegamiento (Tapia, 2008).

Este musgo se restringe a ecosistemas húmedos, siendo este abundante en zonas boreales donde domina gran parte de la vegetación de humedales.

Sphagnum constituye la vegetación predominante de las turberas, que corresponden a un tipo de humedal originado de dos formas; naturalmente después del último periodo glacial o por la acción del hombre las cuales se denominan turberas antropogénicas. Debido a las condiciones muy particulares de estos ecosistemas, tienden a acumular grandes cantidades de carbono, en forma de materia orgánica semi descompuesta, más conocida con el nombre de turba.

Clasificación:

- División: *Bryophyta*
- Clase: *Sphagnopsida*
- Orden: *Sphagnales*
- Familia: *Sphagnaceae*
- Género: *Sphagnum*
- Especie: 200-400 especies en el mundo (cosmopolita)

En Chile se encuentra 16 especies que se distribuyen desde la Región de la Araucanía (Malleco), hasta la Región de Magallanes, de las cuales *S. magellanicum* conocido localmente como pompón, es la especie de mayor presencia en las turberas (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

En Chiloé se han descrito cinco especies de *Sphagnum*, todas características de turberas y humedales de agua dulce (Villagrán y Barrera, 2002):

- *Sphagnum acutifolium*
- *Sphagnum cuspidatum*
- *Sphagnum falcatulum*
- *Sphagnum fimbriatum*
- *Sphagnum magellanicum*

Se destaca la alta capacidad de adsorción y retención de agua del *Sphagnum magellanicum* utilizándose de diversas maneras tales como, su uso en vendajes quirúrgicos, apósitos, empaqueo de plantas. También suele usarse deshidratado como adsorbente de aceites, combustibles derivados del petróleo y como descontaminante de metales pesados, pesticidas y otros productos. (Villaruel, Biolley, Yáñez y Peralta, 2002).

2.1.1 Las briofitas

Se conoce por briófitas a las plantas terrestres no vasculares y por traqueófitas a las plantas terrestres vasculares. Las briófitas son pequeñas plantas verdes multicelulares herbáceas que crecen muy cerca unas a otras formando cojines sobre rocas y suelo, o creciendo como epífitas sobre los troncos y las hojas de los bosques.

Su estructura se compone de un eje (tallo), que en el caso de las briófitas se denomina “caulidio” y de apéndices fotosintéticos llamados “filidios”, que son análogos a las hojas, por lo cual son capaces de hacer fotosíntesis, obtienen su propio alimento a partir de agua, dióxido de carbono y luz solar. Poseen un sistema de tubos para transportar agua y nutrientes, bastante primitivo. Absorben humedad y nutrientes directamente por la superficie de las hojas a diferencia de los árboles, helechos o hierbas que lo hacen por medio de sus raíces. Su órgano de anclaje son los rizoides, que no son raíces, ya que no cumplen la función de absorber nutrientes, como lo hacen las raíces de las plantas vasculares (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

Las briofitas están representadas actualmente por tres filos de pequeñas plantas herbáceas (no leñosas): las hepáticas (filo *Hepatophyta*), los antoceros (filo *Anthoceroophyta*) y los musgos (filo *Bryophyta*). Los musgos son las briofitas más comunes (Cambell y Reece, 2005).

Las briófitas se pueden distinguir de las traqueófitas por dos importantes características. La primera, es que en todas las briófitas la fase gametofítica, que es la más persistente dentro del ciclo biológico, es haploide. La segunda, es que las briófitas nunca forman tejido xilemático que contenga lignina, los tejidos conductores de agua se encuentran en los esporofitos de todas las plantas vasculares (Schofield, 1985).

Dentro de las briófitas se encuentra la división *Bryophyta*, la cual agrupa a todos los musgos incluyendo al género *Sphagnum*. También se les llamaba criptógamas, ya que sus órganos reproductivos los tienen ocultos (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

Sus filidios no tienen cutícula, que es una capa de cutina que está presente en las plantas vasculares y que les sirve para evitar la desecación, por eso los musgos crecen generalmente en lugares húmedos. Además, estos vegetales dependen del agua para poder reproducirse, los gametos masculinos deben “nadar” hasta el órgano de reproducción femenino y lo hacen utilizando el agua (Sherriffs, Ippi, Anderson, Rozzi y Zuñiga, 2004).

Como no tienen cera protectora ni sistema de conducción de agua, sus niveles de agua varían de acuerdo a la humedad ambiental y por eso se las llama poiquilohídricas (Sherriffs, Ippi, Anderson, Rozzi y Zuñiga, 2004). El ser poiquilohídricas y además ser altamente tolerantes a la desecación, ha permitido que las briófitas resistan períodos más largos de estrés hídrico que las plantas vasculares y que se recuperen rápidamente a través de la rehidratación, pues la planta al no tener estomas ni cutícula experimenta un libre intercambio de soluciones y gases a través de toda su superficie. Así, las briófitas a menudo sirven como efectivas trampas de agua y de nutrientes (Turetsky, 2003).

2.1.2 Turberas

Las turberas son el tipo de humedal más extenso del mundo, representan entre el cincuenta al setenta por ciento de todos los humedales, y cubren más de cuatro millones de kilómetros cuadrados y contienen el 4% del agua dulce del planeta.

Las turberas han sido reconocidas internacionalmente como uno de los mayores almacenamientos de carbono del mundo, que superan incluso al de los bosques. Se cree que contienen cerca de un tercio de todo el carbono que se encuentra en el suelo, a pesar de que sólo cubren del 4% al 5% de la superficie terrestre (Waddington, Rocheport y Campeau, 2003). Las turberas acumulan materia orgánica de forma activa, por lo tanto, son sumideros de carbono.

Las turberas tienen su origen en el periodo post-glacial, de 10.000 a 15.000 años A.P (antes del presente). Se crearon a partir de lagunas poco profundas post-glaciales, que paulatinamente se fueron rellenando con sedimentos que no dejan pasar el agua (limo-arcilla) y sobre ellos comenzó el desarrollo del musgo, alcanzando en la actualidad espesores variables que alcanzan hasta varios metros (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

Las turberas son ecosistemas, que están conformados por una serie de capas vegetales originadas por la acumulación de materia orgánica en distintos estados de degradación anaeróbica.

Las turberas son una clase de humedal, caracterizadas por depósitos esponjosos de turba, En estas predominan un tipo de planta, las hidrófilas (que crecen solamente en lugares muy húmedos). Estas plantas se caracterizan por tener una gran capacidad de adsorber agua, llegando a retener hasta veinte veces su peso (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

El principal componente biológico de las turberas, es el musgo *Sphagnum*, el cual a su vez forma un ambiente pobre en nutrientes (baja concentración de nitrógeno), ácido, anóxico y frío, descrito para las turberas en general.

2.1.3 Turberas antropogénicas o pomponales

Existe una diferencia entre las turberas naturales (descritas anteriormente) y las turberas generadas por el ser humano o “pomponales”. Pueden parecer similares paisajísticamente hablando, ya que el componente principal sigue siendo el musgo *Sphagnum*, pero estas difieren de las naturales por varios motivos. Los pomponales son originados por quemados o tala rasa de bosques en sitios con drenaje pobre, debido a esto, la regeneración arbórea es bastante baja, y se crea un ambiente que difícilmente puede llegar a recuperarse. Es por eso, que se propone que sean estos sitios, los pomponales y no las turberas naturales, los que sean susceptibles a ser explotados si se hace de forma sustentable (Díaz, Zegers y Larraín, 2005b).

2.1.4 Caracterización químico nutricional del musgo *Sphagnum magellanicum*

Se realizó un estudio del análisis químico nutricional del musgo, donde sobresale su contenido promedio de fibra cruda (56%) y demás componentes como, extracto etéreo, proteínas y cenizas están presente en niveles muy bajos (Villarreal, Biolley, Yáñez y Peralta, 2002). En la Tabla 2.1 se resume esta caracterización.

Tabla 2.1: Caracterización química nutricional del musgo *Sphagnum magellanicum*

	[g/100g]
Humedad	17,00
Extracto etéreo	0,77
Proteínas	2,30
Cenizas	3,02
Fibra cruda	56,00
Hidrato de carbono	20,91

Analizando solamente el resultado de fibra cruda con otras fuentes reconocidas por un alto aporte en este componente, se observa que este valor es superior a los encontrados en cáscara de arroz,

lupino, avena, frijol blanco y arvejas cosidas con cáscara, tal como se presenta en las Figuras 2.1 y 2.2.

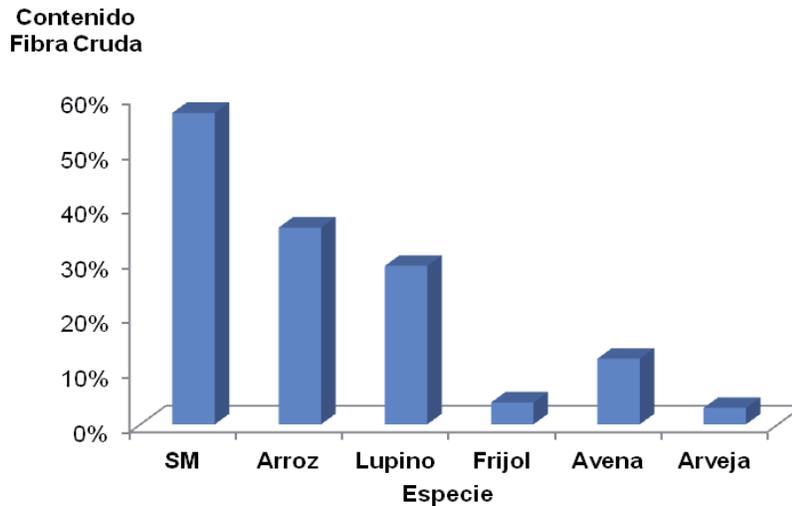


Figura 2.1: Contenido de fibra cruda *Sphagnum magellanicum* y diversas fuentes de fibra

El análisis estándar de fibra dietética total de las muestras de *Sphagnum magellanicum* muestra un resultado cercano al 77%, del cual un 75,8% del musgo corresponde a fibra insoluble y 1,2% corresponde a fibra soluble. Se realizó un análisis comparativo con otros alimentos (lupino (32%), lenteja cocida, frijol rojo (17% a 22%), arroz entero y avena ($\approx 20\%$)), donde se observa que *Sphagnum magellanicum* contiene una mayor cantidad de fibra dietética total (Villarroel, Biolley, Yáñez y Peralta, 2002).

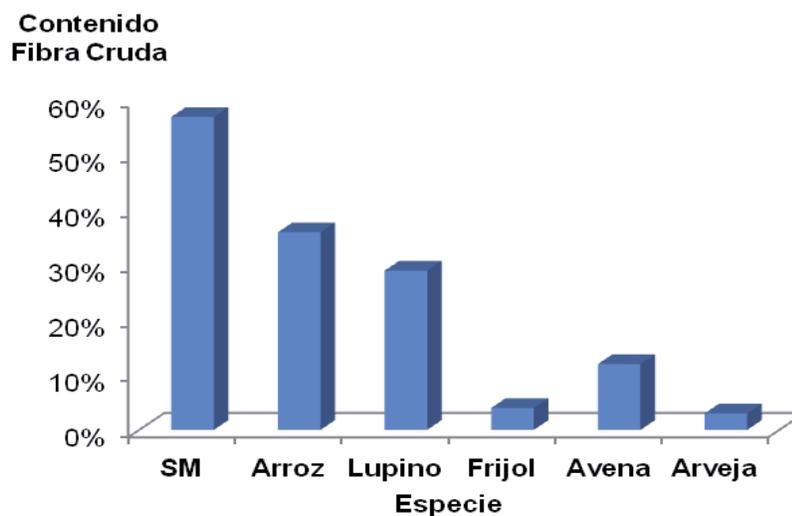


Figura 2.2: Contenido de fibra dietética total en *Sphagnum magellanicum* y varias especies vegetales

A continuación en la siguiente Tabla 2.2 se presentan las fracciones de fibras presentes en las muestras de musgo, donde al realizar la comparación con otras fuentes de fibra, presenta valores más elevados, salvo en el contenido de lignina donde es superado por la cáscara de arroz (Villarroel, Biolley, Yáñez y Peralta, 2002).

Tabla 2.2: Fracciones de fibra presentes en *Sphagnum magellanicum*

	[g/100g]
Fibra neutro detergente	75,77
Fibra ácido detergente	57,58
Hemicelulosa	18,10
Lignina	27,42
Celulosa	30,14

Por otro lado la presencia de actores antinutricionales como inhibidores de tripsina, lectinas, saponinas y compuestos fenólicos entre otros, no están presentes en esta especie.

Los resultados entregados por el estudio de caracterización químico nutricional del musgo demuestran que esta briofita es una alternativa interesante como fuente de fibra dietética total, conteniendo un porcentaje superior de fibra respecto a las otras fuentes vegetales comparadas. Por otro lado, la gran disponibilidad de este recurso es un factor atractivo desde el punto de vista industrial (Villarroel, Biolley, Yáñez y Peralta, 2002).

2.1.5 Propiedades biológicas del musgo *Sphagnum magellanicum*

El musgo no posee las mismas barreras anatómicas que las plantas vasculares, por lo que se ha sugerido que la acumulación de ciertos compuestos, como flavonoides, tiene un rol fundamental en su defensa y adaptación a las condiciones de estrés oxidativo. A pesar de no poseer estas barreras para el grupo de los briofitos (musgos, hepáticas y antocerotes) no se reportan ataques causados por hongos, bacterias o virus y muchos presentan una buena resistencia a la desecación, lo que ha llevado a sugerir que han desarrollado un metabolismo químico complejo como estrategia de defensa y adaptación, con gran potencial. Entre estas se encuentran los flavonoides, que han demostrado ser los responsables de la actividad antioxidante en muchos extractos de plantas (Aubad, Rojano y Lobo, 2005).

Estudios comparativos de la actividad antioxidante de seis musgos entre los cuales se encontraba presente la especie *Sphagnum magellanicum*, exhibió que este último es el que presenta el potencial más promisorio, presentando actividad antioxidante significativa en las tres técnicas evaluadas. Si se considera que en cada método las condiciones de reacción y solubilidad son diferentes, dicho extracto podría presentar varios compuestos con potencial antioxidantes en un amplio rango de su perfil metabólico lo que lo hace muy interesante (Aubad, Rojano y Lobo, 2005).

Estudios mostraron que el musgo *Sphagnum magellanicum* posee un poder antimicrobiano y antifúngico, se realizaron estudios de inhibición en placa, demostrando que el extracto de musgo fresco presenta un halo de inhibición contra bacterias gram positivas mayor que contra bacterias gram negativas, esto se puede deber al efecto que podría tener este extracto sobre el peptidoglicano que conforman la pared de estos microorganismos, también se demostró mejor efecto sobre hongos levaduriformes (Wallach, López, Oberpaur, Vacarezza y Maier, 2010).

2.1.6 Sustentabilidad en la extracción del musgo *Sphagnum magellanicum*

Avances recientes en investigación acerca de la restauración de turberas, han mostrado que hay tres intervenciones que podría hacer el hombre para favorecer el éxito de colonización de *Sphagnum* en superficies de turba. Esto es, considerando que el sitio se ha explotado indiscriminadamente, incluso con extracción de turba (Rocheffort, 2000).

- Sembrar de esporas del musgo
- La presencia de una capa protectora de paja
- El rehumedecimiento del sitio

Una cubierta de paja aumenta la humedad superficial del suelo en un 15%, disminuye los cambios de temperatura y la evaporación del suelo y mantienen la humedad relativa en la interface de la turba aumentando así la regeneración del musgo *Sphagnum*. La tasa de regeneración de este depende del grado de extracción. Se debe dejar del 10 al 20% del musgo en el área para que al pasar los años se pueda cosechar nuevamente (Price, Rocheffort y Quinty, 1998).

La extracción artesanal del pompón es una actividad potencialmente sustentable. Esta tarea se debe realizar según el siguiente protocolo de extracción:

Se recomienda la extracción manual para evitar el drenaje del sitio que podría sufrir si se hace con maquinaria.

Se debe hacer la extracción por parches, se divide el sitio en parches de algunos metros cuadrados. Los cuáles serán usados año a año alternadamente, dejando que se regeneren naturalmente los ya explotados (tres a cinco años de regeneración) (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

Una vez extraído el musgo es necesario aplanar la zona cosechada y dispersar los restos de musgo obtenidos en el proceso de secado. Estos restos contienen las esporas que ayudan a la regeneración. También se deben mantener algunos cojines de musgo así también se facilita la dispersión de las esporas (Díaz, Zegers y Larraín, 2005).

Estudios en Australia proponen que no deben cosecharse musgo en sitios altos con mínimas medias menores a 10 [°C], tampoco en sitios donde haya especies de plantas o animales raros o amenazados (Whinam y Buxton, 1997). Por esto, es importante que cuando se decida explotar una turbera se deben hacer estudios del impacto ambiental. Se propone a los pomponales o turberas antropogénicas como sitios susceptibles de ser explotados, y no las turberas naturales (Díaz, Zegers y Larraín, 2005b).

2.1.7 Zonificación del musgo *Sphagnum magellanicum*

El musgo *Sphagnum magellanicum* se encuentra distribuido desde la Región de la Araucanía (Malleco), hasta la Región de Magallanes, siendo la región de los Lagos la que concentra la mayor cantidad. Las tres provincias de mayor importancia en esta región, son la provincia de Llanquihue, Chiloé y Palena, donde el año 2011 se realizó un catastro de las hectáreas de turberas y en cuantas de estas estaba siendo explotado el musgo *Sphagnum magellanicum* (Richardson, 2011).

La superficie territorial de la provincia de Llanquihue es de 1.487.640 [ha], de las cuales son consideradas 54.621 [ha] humedales o suelos ñadis, que han sido clasificados en 21.000 [ha] de turberas drenadas o siendo intervenidas para cambio de uso de suelo o bien para cosecha del *Sphagnum*, 11.203 [ha] de ñadis en descanso (fue intervenido y cosechado el *Sphagnum*) y 22,418 [ha] con *Sphagnum* las que pueden ser intervenidas en cualquier momento para la cosecha de este (Richardson, 2011).

La superficie territorial de la provincia de Chiloé es de 918.150 [ha], de las cuales son consideradas 89.000 [ha] humedales o suelos ñadis, que han sido clasificados en turberas drenadas o siendo intervenidas para cambio de uso de suelo o bien para cosecha del *Sphagnum*, otros de ñadis en descanso (fue intervenido y cosechado el *Sphagnum*) y con *Sphagnum* las que pueden ser intervenidas en cualquier momento para su cosecha (Richardson, 2011).

La superficie territorial de la provincia de Palena es de 1.530.199 [ha], de las cuales son consideradas 38.097 [ha] de humedales o suelos ñadis, (intervenido y o bien en espera de ser en cualquier momento intervenidos) (Richardson, 2011).

A continuación en la Figura 2.3 se muestra un mapa de la Región de los Lagos donde en la cual sale representada con puntos amarillos las turberas identificadas y con triángulos rojo los lugares donde se cosecha *Sphagnum magellanicum*.

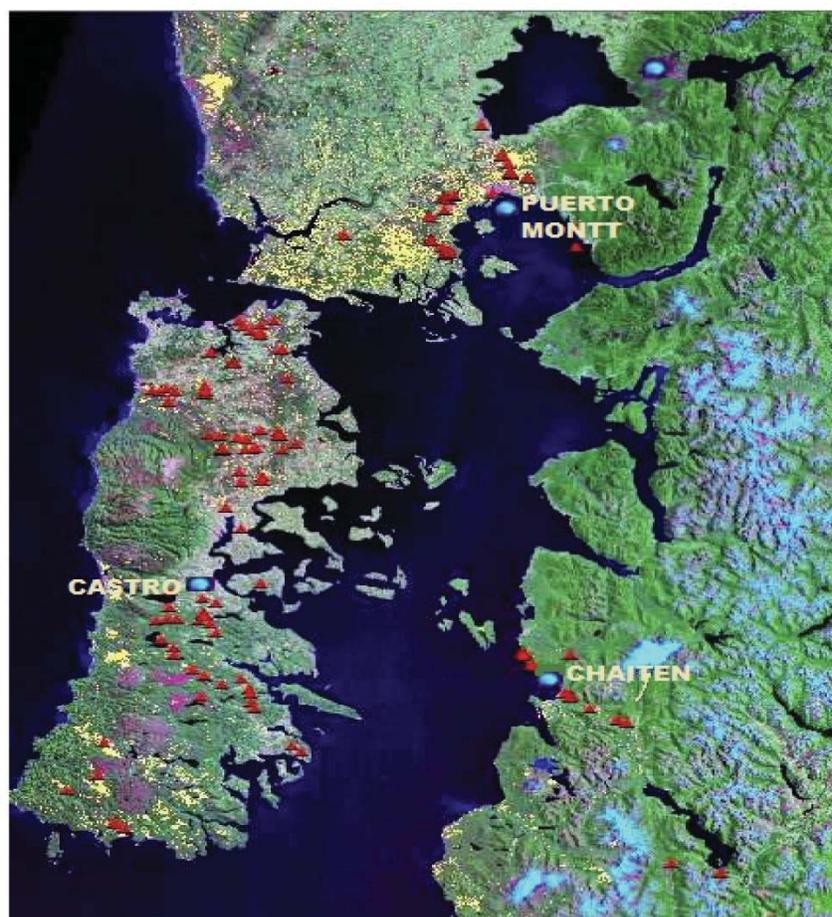


Figura 2.3: Mapa región de Los Lagos (Richardson, 2011)

2.2 ANTIOXIDANTES

Los antioxidantes son ampliamente utilizados como aditivos en grasas, aceites y durante el procesamiento de los alimentos para prevenir o retardar el deterioro oxidativo de los alimentos

La toxicología de los antioxidantes sintéticos se ha estudiado con gran profundidad. Sin embargo, actualmente se está cuestionando el uso de algunos de ellos ya que nuevos datos toxicológicos obtenidos durante su prolongado período de uso, aconsejan mantener cierta precaución. En este sentido, los productos naturales se presentan como sustancias más saludables y seguras (Valenzuela y Nieto, 1996) y son una alternativa frente al uso de los antioxidantes sintéticos.

La oxidación lipídica es responsable del desarrollo de olores y sabores desagradables que hacen a los alimentos no aptos para el consumo, y también puede causar otros cambios que afectan no sólo la calidad nutricional debido a la degradación de las vitaminas liposolubles y ácidos grasos esenciales, sino también la integridad y la seguridad de los alimentos, a través de la formación de compuestos poliméricos potencialmente tóxicos.

De los cientos de compuestos que se han propuesto para inhibir el deterioro oxidativo de las sustancias oxidables, sólo unos pocos se puede utilizar en productos para el consumo humano.

En la selección de antioxidantes como aditivo alimenticio, son las siguientes propiedades deseables: eficacia a bajas concentraciones (0,001 a 0,01%), ausencia de color, olor, sabor y otras características de la alimentación, la compatibilidad con los alimentos y golosinas, fácil aplicación; estabilidad en almacenamiento y las condiciones del proceso. El compuesto y sus productos de oxidación no pueden ser tóxicos incluso a dosis mucho más grandes que a la que normalmente podría ser ingerido en el alimento (Ramalho y Neuza, 2006).

Por otra parte, en la elección de un antioxidante se debe considerar también otros factores, incluso de carácter legislativo, costos y preferencias de los consumidores por los antioxidantes naturales.

La auto-oxidación de los lípidos y la generación de radicales libres son fenómenos naturales en los sistemas biológicos y alimenticios. En los sistemas biológicos, diversos mecanismos de defensa bioquímicos que implican enzimas, minerales, oligoelementos y vitaminas antioxidantes protegen los componentes celulares del daño oxidativo. En los alimentos, los antioxidantes naturales imparten una cierta cantidad de protección contra la oxidación. Sin embargo, los antioxidantes naturales a menudo se pierden durante el procesamiento o almacenamiento, que requiere la

adición de antioxidantes exógenos. Los antioxidantes retardan efectivamente la aparición de la oxidación de lípidos en productos alimenticios. De hecho, los antioxidantes se han convertido en un grupo indispensable de los aditivos alimentarios, principalmente debido a sus propiedades únicas en la mejora de la vida útil de una serie de productos alimenticios sin ningún daño a las cualidades sensoriales o nutricionales.

En los sistemas biológicos, la formación de radicales libres orgánicos reactivos está mediada por el número de agentes y mecanismos tales como la tensión alta de oxígeno, la radiación, y el metabolismo de xenobióticos. Los radicales libres formados son altamente reactivos con el oxígeno molecular, formando radicales peroxi e hidroperóxidos, iniciando así una reacción en cadena. Estados prooxidante causan lesiones celulares en todos los órganos importantes al dañar los componentes celulares, incluyendo ácidos grasos poli-insaturados, fosfolípidos, colesterol libre, el ADN y las proteínas. Las implicaciones en la salud de la oxidación de lípidos del tejido son numerosas y bien documentadas. Los lípidos se deterioran en los productos alimenticios durante el procesamiento, manejo y almacenamiento. La oxidación de los lípidos insaturados en los sistemas de alimentos es catalizada por el calor, la luz, la radiación ionizante, metales traza, y metalo-proteínas y también enzimáticamente por la lipoxigenasa. La oxidación de lípidos es la causa principal de los compuestos de mal sabor y la rancidez, así como un número de otras reacciones que reducen la vida útil y el valor nutritivo de los productos alimenticios como efectos citotóxicos, mutagénicos, cancerígenos, aterogénico, y angiotóxico, el mecanismo de oxidación de lípidos, los factores responsables de la oxidación de lípidos biológicos y dietéticos, y sus implicaciones (Pokorny, Yanishlieva y Gordon, 2005).

Los antioxidantes se gastan durante los procesos autooxidativos. Por este motivo solamente se pueden esperar resultados favorables cuando el antioxidante se añade a la grasa fresca para que pueda desarrollar su efecto ya durante el periodo de inducción. Dejando de lado las cantidades máximas permitidas por la ley, los antioxidantes alcanzan su efecto óptimo en un marco determinado de concentración. Si se añaden cantidades demasiado grandes, estos tendrían un efecto pro-oxidativo y se verían incluidos en grupos de moléculas mayores (Baltes, 2007).

Para que los antioxidantes sean efectivos, deben ser adicionados lo antes posibles, ya sea en el proceso de fabricación o en el producto acabado, debido a que no son capaces de revertir la oxidación de alimentos ya rancio (Ramalho y Neuza, 2006).

2.2.1 Antioxidantes naturales

El interés por los antioxidantes naturales tuvo inicio en la década de los 80's frente a la comprobación de efectos negativos causados por dosis elevadas de Butilhidroxitolueno (BHT, E-321), Butihidroxisol (BHA, E-320) y butilhidroquinona terciaria (TBHQ), los cuales aumentaban el peso del hígado y el retículo endoplasmático, entre otros. Como consecuencia de estos problemas fue de gran importancia la identificación y purificación de nuevos compuestos con actividad antioxidante, provenientes de fuentes naturales, que pudieran actuar solos o sinérgicamente con otros aditivos, como alternativa para prevenir la deterioración oxidativa de alimentos y limitar el uso de los antioxidantes sintéticos.

Las evidencias científicas permitieron afirmar que algunas especias y vegetales poseen propiedades antioxidantes debido a sus compuestos fenólicos.

En los últimos años, los consumidores y productores de alimentos han optado por productos con etiquetas que digan "todo natural". Este énfasis en la identificación e incorporación de antioxidantes naturales en el etiquetado de productos alimenticios se ve reflejado en que el volumen de estos productos aumentó 175% desde 1989 hasta 1990, y el número de productos que dicen ser sin aditivos ni conservantes aumentó un 99% durante el mismo período (Madhavi, Deshpande y Salunkhe, 1995). El área de antioxidantes naturales se ha desarrollado enormemente en la última década, principalmente debido a las crecientes limitaciones en el uso de antioxidantes sintéticos y una mayor conciencia pública de los problemas de salud. En general, los antioxidantes naturales son los preferidos por los consumidores, ya que se consideran seguros (Madhavi, Deshpande y Salunkhe, 1995). En la Tabla 2.3 se muestran algunas ventajas y desventajas de los antioxidantes naturales comparados con los antioxidantes sintéticos.

Tabla 2.3: Ventajas y desventajas de los antioxidantes naturales

Ventajas	Desventajas
Fácilmente aceptado por el consumidos ya que se considera como seguro y no un "Químico"	Por lo general es más caro si es purificada y menos eficiente si no es purificada
No requiere de ninguna prueba de seguridad por la legislación para su utilización como componentes de alimentos	Propiedades de diferentes preparaciones varían si no es purificada Seguridad Desconocida
	Puede dar color o sabor desagradable al producto

Muchos de los ingredientes de alimentos comunes contienen compuestos antioxidantes. Sin embargo, estos ingredientes se pueden utilizar sólo en los productos cuando son compatibles con la textura, color, y el sabor del producto final. Por lo tanto, la identificación y la purificación adicional de los compuestos antioxidantes se convierten en esenciales para el uso eficaz de los antioxidantes naturales sobre una base comercial.

Al mismo tiempo, hay algunas hierbas que presentan efectos antioxidantes. Estas se consideran en su forma natural como alimentos. Sin embargo, si los elementos con efectos antioxidantes son aislados y enriquecidos, entonces las sustancias ya pasan a ser consideradas como aditivos, y como tales requieren una autorización (Baltes, 2007).

Distintas investigaciones científicas han localizado en los compuestos fenólicos el agente conservador de estos productos, cuya acción, además de ser antioxidante, tiene efecto negativo sobre el crecimiento de ciertas bacterias patógenas.

2.2.2 Antioxidantes sintéticos más utilizados

Entre los antioxidantes aprobados, apenas cuatro compuestos presentan una amplia utilización en alimentos: butilhidroxianisol (BHA), butilhidroxitolueno (BHT), terc-butilhidroquinona (TBHQ) y con menor frecuencia, galato de propilo (PG).

El butilhidroxitolueno (BHT) y el butilhidroxianisol (BHA) son antioxidantes sintéticos con un efecto antioxidante muy alto. A menudo se utilizan mezclados con galatos y tocoferoles, y, de hecho, no solo en alimentos, sino también en materiales de envasado. Toxicológicamente, el BHT no parece

ser del todo inocuo, puesto que en experimentos de alimentación realizados con ratas se registraron trastornos en el metabolismo de las grasas del hígado. Al parecer, se absorben temporalmente con la grasa, aunque a continuación se vuelven a sustituir y se eliminan rápidamente. Tienen un valor ADI (ingesta diaria recomendada) aproximado de 0,5 [mg/kg] de peso corporal. También el BHA fue discutido en los últimos años por efectos secundarios dañinos. Parece ser que en el experimento toxicológico se utilizaron concentraciones demasiado elevadas que provocaron irritaciones en las mucosas del estómago de las ratas (Baltes, 2007).

BHA y BHT son generalmente utilizados en productos que permanecen a la venta por poco tiempo, como el caso de las grasas para uso doméstico que suelen ser vendidas mucho antes del final de su vida útil. También pueden conferir olor en alimentos cuando son aplicadas altas temperaturas durante la fritura por tiempo prolongado (Baltes, 2007).

2.3 FIBRA

2.3.1 Fibra alimentaria

De todas las definiciones que se han dado de fibra alimentaria (FA) destacan en la actualidad dos: “Polisacáridos no almidón” o “Todos los polisacáridos y lignina de la dieta que no son digeridos por las secreciones endógenas en el tracto digestivo humano” (Molina y Paz, 2007).

El contenido de fibra de los alimentos se ha descrito en términos de “fibra cruda”, que se determina tras someter la materia a una digestión por ácidos y álcalis. Debido a que la acción real de las enzimas digestivas es menos rigurosa, hay una gran cantidad de fibra restante después de la digestión en el tubo digestivo del ser humano, que es considerablemente superior a la estimada por el proceso de la fibra cruda. Los valores que se obtienen de la fibra dietética (FD), que según la definición sería “los restos de la parte comestible de la planta y los análogos de hidratos de carbono que resisten la digestión y absorción en el intestino delgado con una completa o parcial fermentación en el intestino grueso humano (esto incluye polisacáridos, oligosacáridos, lignina) y sustancias asociadas”, son por lo general, 2-5 veces más elevados que los obtenidos para la fibra cruda. Sin embargo, no puede obtenerse un factor de corrección debido a que la relación entre los dos tipos de fibra varía dependiendo de la composición de los alimentos (Molina y Paz, 2007).

Los componentes de la fibra alimentaria se pueden clasificar en tres grupos: componentes de la pared celular de los vegetales, polisacáridos utilizados como aditivos alimentarios y compuestos asociados a la fibra.

Dentro de los componentes de la pared celular de los vegetales se encuentra la celulosa, hemicelulosa, sustancias pécticas, ligninas, polifenoles, proteínas, cutinas, suberinas y ceras. Los polisacáridos utilizados como aditivos alimentarios en el procesado de alimentos funcionales son las gomas vegetales, mucílagos, betaglucanos, galactomananos, carragenatos, agar, ácido alginico, goma xantana o xantano y povidexosa. Y los compuestos asociados a la fibra son la inulina, oligofruktosa y los almidones no digeribles (Molina y Paz, 2007).

2.3.2 Fibra dietética

La fibra dietética es normalmente definida como aquella porción de la dieta que no puede ser digerida por las secreciones endógenas del tracto digestivo humano. Actualmente esta definición incluye principalmente, polisacáridos complejos distintos del almidón y ligninas (Southgate, 1976), almidón resistente (Brown, 1996) y otras sustancias que producen efectos fisiológicos semejantes como las ceras y cutinas (Davidson y McDonald, 1998).

La fibra dietética ocupa un lugar preferente, ya que promueve efectos fisiológicos benéficos sobre el tracto gastrointestinal; estimula la salivación, en el estómago diluye el contenido y prolonga el almacenamiento, en el yeyuno retrasa la absorción, y en el colon capta agua, fija cationes y sirve de sustrato para el mantenimiento de flora bacteriana y un buen desarrollo de las células epiteliales incrementando a su vez, la regeneración de la mucosa intestinal.

Como puede verse por su definición, la fibra dietética comprende una amplia variedad de sustancias, las que provienen principalmente de la pared celular de plantas (Valencia y Román, 2004).

La dieta humana incluye alimentos provenientes de diversas partes de numerosas especies de plantas tales como hojas, tallos, raíces, tubérculos, flores, frutas y semillas. A su vez, cada parte de la planta está constituida por distintos tipos de tejidos que poseen paredes celulares de

composición característica. La naturaleza de la fibra dietética presente en cualquier dieta mixta será ampliamente variable y depende básicamente del tipo y parte del vegetal consumido, de su estado fisiológico, como así también del tipo de procesamiento al que fueron sometidos los alimentos que la contienen.

2.3.3 Fibra dietética soluble e insoluble

A pesar que la fibra dietética es resistente a la digestión en la boca, estómago e intestino delgado del hombre, la misma posee un valor nutricional específico debido a su papel en mantener la integridad funcional del tracto gastrointestinal. Así las fibras fermentables pueden ser degradadas microbiológicamente en el colon, generando ácidos grasos de cadena corta que son absorbidos y utilizados como fuente de energía (Livesey, 1990).

La fibra dietética puede clasificarse como soluble e insoluble de acuerdo a su comportamiento en medio acuoso. Mientras la fibra soluble forma una dispersión en agua, la considerada insoluble no lo hace. Como consecuencia de esa diferencia en su capacidad de hidratación, ambos tipos de fibra exhiben efectos fisiológicos distintivos. Así, la fibra soluble puede formar geles viscosos en el tracto intestinal mientras que la insoluble aumenta el volumen de las heces (Brow, 1996). Dada la capacidad de la fibra soluble o viscosa de formar geles, este tipo de nutrientes tiene la propiedad de retardar la evacuación gástrica, lo que a su vez hace más eficiente la digestión u absorción de alimentos, generando una mayor sensación de saciedad. A su vez, tanto la fibra soluble como la insoluble tienen la capacidad para ligar moléculas de agua y cationes que pueden ser utilizados por la microflora del colon como sustratos.

La fibra dietética soluble incluye pectinas, gomas y hemicelulosas, mientras que en la insoluble se incluyen celulosa y lignina. Las fuentes relativamente más ricas en fibra soluble son los frutos cítricos, paltas, leguminosas, avena, cebada y centeno.

2.3.4 Consumo de fibra

Los efectos beneficiosos de la fibra son debidos tanto a sus propiedades mecánicas como bioquímicas en el tracto intestinal. El déficit de ingesta de fibra se ha involucrado en la patogénesis

de diversas enfermedades como constipación, síndrome de colon irritable, diverticulosis, apendicitis, cáncer colon-rectal, hipercolesterolemia, obesidad, diabetes mellitus y aterosclerosis.

Diferentes organizaciones internacionales han elaborado recomendaciones nutricionales para el consumo de fibra dietética.

La Organización Mundial de la Salud (OMS) recomienda una ingesta diaria de 27 a 40 [g] de fibra dietética mientras que la Food and Drugs Administration (FDA) propone a individuos adultos un consumo de 25 [g] de fibra por día cada 2000 [kcal/día]. Por otra parte el National Cancer Institute (NCI, Estados Unidos) considera un consumo óptimo entre 20-30 [g/día] para la prevención de cáncer de colon, sugiriendo no excederse de los 35 [g/día] de fibra dietética.

La American Dietetic Association (ADA) recomienda a los adultos consumir una dieta que contenga de 20-30 [g/día] de fibra dietética, de la cual 3-10 [g] deben ser de fibra soluble procedente de diversas fuentes vegetales.

En general, el consumo de fibra en la dieta occidental es de 15 a 20 [g/día], muy por debajo de la recomendación de la Asociación Americana de Dietética.

En general dos tercios de la fibra de la dieta en una alimentación mixta pueden llegar a estar compuestos por fibra insoluble. Casi todos los alimentos que aportan fibra, tienen más insoluble que soluble. El almidón resistente, que también forma parte de la fibra dietética, proviene fundamentalmente de las legumbres y del maíz. Como se señaló, la inulina y la oligofructosa son exclusivamente fermentadas por las bifidobacterias y bacteroides del colon. Inducen un incremento de la biomasa bacteriana fecal, un descenso del pH cecal y colónico y son sustrato de síntesis de ácidos grasos de cadena corta (Marlett, Mc Burney y Slavin, 2002).

2.4 EXTRACCIÓN DE ANTIOXIDANTES

El contenido de antioxidantes naturales de los materiales naturales es frecuentemente muy bajo por lo que deben ser añadidos en grandes cantidades para conseguir una mejora significativa de la estabilidad oxidativa. Para la extracción, la elección del solvente es de crucial importancia. Se

pueden emplear tres procedimientos; la extracción usando grasas y aceites, la extracción usando solventes orgánicos y la extracción con dióxido de carbono en estado supercrítico (Pokorny, Yanishlieva y Gordon, 2005).

La utilización de grasas y aceites para la extracción tiene como ventaja su simplicidad y seguridad, ya que al no utilizar solventes orgánicos durante la extracción, no existe riesgo de residuos en el producto final. El procedimiento es, sin embargo, adecuado en muy pocos casos, fundamentalmente en aquellos en los que se deba añadir grandes cantidades de grasa a la receta. En la mayoría de estos casos el contenido de antioxidantes disueltos en la grasa es demasiado bajo para garantizar una estabilidad satisfactoria (Pokorny, Yanishlieva y Gordon, 2005).

La extracción con dióxido de carbono es relativamente selectiva y, en general, consigue mejores resultados que la extracción con solventes orgánicos. La gran desventaja de la extracción supercrítica es que las altas presiones necesarias requieren equipos muy costosos. El costo del proceso es elevado, lo que lo hace inadecuado para la extracción de la mayor parte de los componentes de los alimentos (Pokorny, Yanishlieva y Gordon, 2005).

Para este proceso en particular se ha decidido utilizar como solvente el agua, ya que los extractos preparados por extracción de solventes orgánicos como el hexano, la acetona, el acetato de etilo y el metanol, tienen un fuerte olor, dejan gusto amargo y un color indeseable, los cuales son perjudiciales en la utilización en alimentos. La elección de agua como solvente también se basa en que lo que se busca es generar un producto 100% natural debido al gran auge de estos productos en los mercados alimenticios durante los últimos años, además de que no requieren de ninguna prueba de seguridad por la legislación para su utilización como componentes de alimentos.

2.5 REFERENCIAS CAPÍTULO 2

Aubad, P., Rojano, B., y Lobo, T. (2005). Actividad Antioxidante en Musgo. *Scientia et Technica*, 33, 23-26.

Baltes, W. (2007). *Química de los alimentos* (5° ed). Zaragoza, España: Editorial Acribia, S.A.

Brown, I. (1996) Complex carbohydrates and resistant starch. *Nutr. Res.* 54 (11 pt2), 115-119.

Cambell, N., y Reece, J. (2005). *Biology* (7° ed), 580.

Davidson, M. H. y McDonald, A. (1998) Fiber: form and functions. *Nutr. Res.* 18,617-624.

Diaz, C. (2008). *Crecimiento y productividad del musgo Sphagnum magellanicum* Brid. En turberas secundarias de la provincial de Llanquihue, Chile. Universidad Austral De Chile.

Díaz, M., Zegers, G., y Larraín, J. (2005). *Antecedentes sobre la importancia de las turberas y el pompoñ en la isla de Chiloé*. Fundación Senda Darwin.

Diaz, M.F., Zegers, G., y Larrain, J. (2005b). *Guía para el conocimiento de la flora de turberas y pomponales de la isla grande de Chiloé*

Dragone, G. (2008). Antioxidantes en alimentos. *Revista para la industria alimentaria "Indualimentos"*, 11 (49), 78-81

Lajolo, F.M., Saura-Calixto, F, Penna, E y Wenzel de Menezes, E. (2001). *Fibra dietética en Iberoamérica: Tecnología y salud obtención*. Sao Paulo: Varela.

Livesey, G. (1990). The Effects of α -Amylase-Resistant Carbohydrates on Energy Utilization and Deposition in Man and Rat. *In Dietary Fiber*, 207-217, Springer US.

Madhavi, D.L., Deshpande, S.S., y Salunkhe, D.K., (1995). *Food Antioxidants: Technological, Toxicological, and Health Perspectives*. New York: Salunkhe.

Marlett, J, Mc Burney, M., y Slavin, J. (2002). Position of the American Dietetic Association: Health Implications of Dietary Fiber. *Journal of the American Dietetic Association*, 102. [http://dx.doi.org/10.1016/S0002-8223\(02\)90228-2](http://dx.doi.org/10.1016/S0002-8223(02)90228-2)

Molina, M., y Paz, M. (2007). *La Fibra Dietética Procesada como Alimento Funcional*. Escuela Andaluza de Salud Pública. Consejería de Salud. Junta de Andalucía. Granada. Csic. Estación experimental del Zaidón. Granada, 70-77.

Price, J., Rochefort, L., y Quinty, F. (1998). Energy and moisture considerations on cutover peatlands: surface microtopography, mulch cover and Sphagnum regeneration. *Ecological Engineering*, 10, 293-312.

Pokorny, J., Yanishlieva, N., y Gordon M. (2005). *Antioxidantes de los alimentos, Aplicaciones prácticas*. Zaragoza: Acribia, S.A.

Ramalho, V.C., y Neuza, J. (2006). Antioxidantes utilizados en oleos, gorduras e alimentos gordurosos. *Quim. Nova*, 29, 755-760.

Richardson, R. (2011). Catastro de turberas productoras de musgo en la región de Los Lagos. *Hemispheric & Polar Studies Journal*, 2 (4), 249-266.

Rochefort, L. (2000). Sphagnum- A Keystone Genus in Habitat Restoration. *The Bryologist*, 103, 503-508.

Schofield, W.B. (1985). The Peat Mosses- Subclass Sphagnidae. *In Introduction to Bryology*. 32-48.

Sherriffs, M., Ippi, S., Anderson, C.B., Rozzi, R., y Zuñiga, Á. (2004). Explorando la Micro-Biodiversidad del Cabo de Hornos. Fundación Omora, Puerto Williams, Chile. 98 .

Southgate, D.A.T. (1976). The Chemistry of dietary fiber. *In Fiber in Human Nutrition*, ed. G.A. Spiller and R.J. Amen, 31-72. Plenum Press, New York.

Tapia, C. (2008). *Crecimiento y productividad del musgo Sphagnum magellanicum Brid. en turberas secundarias de la provincia de Llanquihue, Chile*. Tesis Pregrado, Universidad Austral De Chile, Valdivia.

Turesky, M. (2003). The role of Bryophytes in Carbon and Nitrogen cycling. *TheValenzuela*, A y S.

Valencia, F., y Román M. (2004). La fibra dietaria como alimento funcional. *Revista de la facultad de química farmacéutica*, 2, 12-17.

Valenzuela, A., y Nieto S, (1996). Synthetic and natural antioxidants: food quality protectors. *Grasas y aceites*, 47, 186-196. Caracterización. Efecto fisiológico y aplicación en alimentos. Editorial Varela, Sao Paulo. 284-292.

Villagrán, C., y Barrera, E. (2002). *Musgos del archipiélago de Chiloé*. Gobierno de Chile. CONAF.

Villarroel, M., Biolley, E., Yáñez, E., y Peralta, R. (2002). Caracterización químico nutricional del musgo *Sphagnum magellanicum*. *Archivos Latinoamericano de Nutrición*, 52 (4).

Waddington, J., Rocheport, L., y Campeau, S. (2003). *Sphagnum* production and decomposition in a restored cutover peatland. *Wetlands Ecology an Management* , 11, 85-95.

Wallach, P., López, L., Oberpaur, C., Vacarezza, F., y Maier, L. (2010). Estudio preliminar de efectos antimicrobianos "IN VITRO" del musgo *Sphagnum magellanicum* Brid, *Agrosur* , 38 (2), 80-86.

Whinam, J., y Buxton, R. (1997). *Sphagnum* peatlands of Australasia: an assessment of harvesting sustainability. *Biological Conservation* , 82, 21-29.

3 TRABAJO EXPERIMENTAL

Debido al poco conocimiento de las propiedades físicas del musgo y de las condiciones a las cuales se debe llevar a cabo la extracción, se decide realizar un trabajo experimental, con el fin de obtener los parámetros de extracción necesarios para diseñar y estimar de mejor manera el proceso de producción de extracto líquido antioxidante y fibra dietética purificada a partir de musgo *Sphagnum magellanicum*.

3.1 MATERIALES

3.1.1 Materia prima

Como materia prima de proceso se utilizara musgo *Sphagnum magellanicum* fresco, proveniente de la localidad de Quenuir, comuna de Maullín, provincia de Llanquihue, Región de Los Lagos.

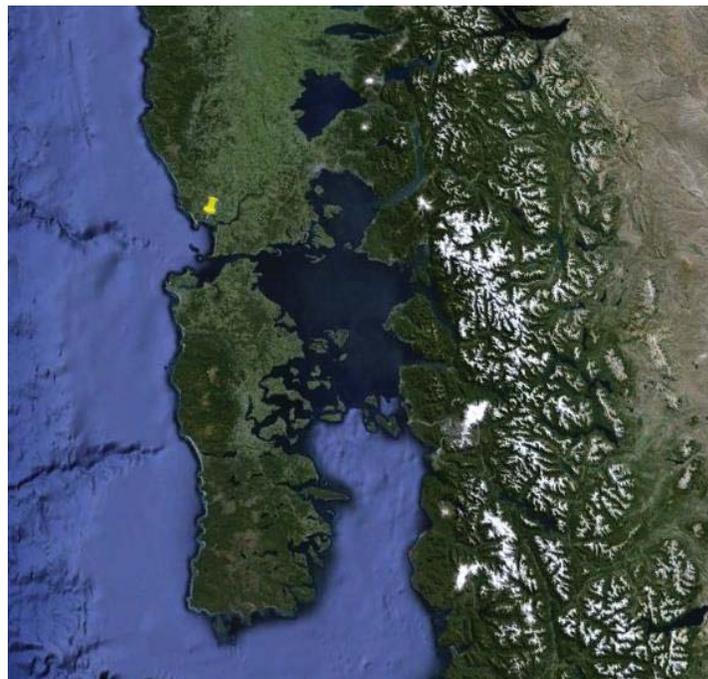


Figura 3.1: Localización del lugar donde se realiza la cosecha del musgo

3.1.2 Reactivos

- 1,1-difenil-2-picrilhidrazil
- (S)-(-)-6hidroxi-2,5,7,8-tetrametilcroman-2-ácido carboxílico (TROLOX)
- Ácido gálico
- Ácido sulfúrico concentrado
- Carbonato de sodio
- Folin-Ciocaltaeu
- Hidróxido de sodio
- Metanol

3.1.3 Materiales de laboratorio

- Agitadores magnéticos
- Algodón
- Balón de digestión
- Cisoles de porcelana
- Dedal de extracción
- Desecadora
- Embudo Büchner
- Equipo filtrado a vacío
- Espátulas
- Material de vidrio usado comúnmente el laboratorio (pipetas , tubos de ensayo, matraces 500 [ml], matraz kitazato y vasos precipitado 50, 100, 250, 500 [ml]).
- Papel aluminio
- Papel filtro
- Papel filtro Whatman N°2
- Papel filtro de fibra de vidrio
- Termómetro

3.1.4 Equipos

- Agitador de tubos, Vortex
- Balanza digital o analítica
- Baño termostático o termo regulador
- Bomba
- Condensador
- Equipo Soxhlet
- Espectrofotómetro
- Estufa
- Manta calefactora
- Mufla
- Placa agitadora
- Rotavapor

3.2 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para evaluar parámetros de operación y determinar a nivel de laboratorio la mejor opción para la producción de antioxidante líquido concentrado y fibra dietética purificada a partir de musgo *Sphagnum magellanicum*, se realizan pruebas de laboratorio analizando y comparando las distintas variables que podrían afectar la obtención de antioxidante.

En esta sección se presenta el procedimiento de trabajo que se realiza en el laboratorio, con el fin de determinar parámetros necesarios para la estimación del balance de masa y energía de una planta productiva de los productos mencionados. Entre estos parámetros esta, conocer el tiempo de extracción, las etapas de extracción, temperatura y relación musgo agua para realizar la extracción. Estos parámetros se determinan por una serie de distintos ensayos los que serán descritos a continuación.

3.2.1 Determinación de densidad y humedad

Estos parámetros son sumamente importantes para el diseño y selección de equipos. Para la determinación de la humedad se pesa en un crisol seco y pesado previamente, la cantidad de 2 [g] de musgo, se lleva el crisol a estufa a 105 [°C] hasta peso constante.

Para determinar la densidad del musgo ocuparemos un picnómetro, con este método, solamente se necesita la masa del mismo en tres situaciones diferentes. Todas las masas deben determinarse en balanza analítica y con la tapa. A continuación se detalla el método.

- Pesar el picnómetro vacío y anotar su masa (M_p).
- Enrasar el picnómetro con agua (fluido de referencia) y anotar su masa (M_{p+w}). Enrasar el picnómetro significa llenarlo completamente, evitando la formación de burbujas en su interior. Al cerrarlo, el nivel de agua subirá por el capilar y ésta rebosará, quedando el capilar también lleno de agua. Una vez el agua haya rebosado, habrá que secar el picnómetro por fuera antes de pesarlo.
- Enrasar el picnómetro con el musgo desplazando el agua y anotar su masa (M_{p+d}). Se seguirá el mismo procedimiento y se tendrán las mismas precauciones que al enrasar el picnómetro con agua.
- Se anotará el volumen desplazado de agua por el musgo.

La densidad aparente se determina de acuerdo a la siguiente Ecuación 3.1.

$$\text{Densidad del musgo} = \frac{M_{p+d} - M_p}{M_{p+w} - M_p} * \rho_w$$

Ecuación 3.1

Donde

M_{p+d} : Masa picnómetro con el musgo.

M_{p+w} : Masa picnómetro con agua.

M_p : Masa picnómetro.

P_w : Densidad del agua.

3.2.2 Determinación del tiempo de extracción y relación musgo agua.

Estos ensayos se realizan en conjunto, dado que una condición no altera la otra. Se analizan tres distintas condiciones de proporción musgo-agua, por medio del seguimiento de los sólidos totales extraídos de cada una de estas proporciones durante cinco horas, para lo que fueron usados quince matraces de 250 [mL].

Primero se reduce de tamaño una cantidad aproximada de 200 [g] de musgo húmedo lavado en una juguera o cortadora. Seguido a esto, se pesa la cantidad necesaria para agregar a cada uno de los quince matraces y se agregara agua en las cantidades indicadas en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1: Detalle relación musgo:agua de cada matraz

Muestra	Musgo [g]	Agua [mL]
Matraz 1-2-3-4-5	10	10
Matraz 6-7-8-9-10	10	20
Matraz 11-12-13-14-15	10	30

Luego de tener todos los matraces con sus respectivas porciones de musgo-agua, se llevan a un baño de agua a 60 [°C] con agitación magnética para realizar la extracción.

La temperatura utilizada está dentro del rango optimo reportado por bibliografía entre 50-70 [°C], esto es para evitar el daño y/o perdida de los compuestos de interés (Mantell, Rodríguez, & Martínez de la Ossa, 2002), además se extrae con agitación para simular lo más posible las condiciones del proceso propuesto. Los matraces se retiran del baño de agua cuando se cumpla el tiempo dado para cada condición, esto se resume en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2: Tiempo al cual se retira cada matraz del baño de agua

Muestra	Tiempo [h]
Matraz 1-6-11	1
Matraz 2-7-12	2
Matraz 3-8-13	3
Matraz 4-9-14	4
Matraz 5-10-15	5

Después de retirar el matraz del baño, se separa el musgo del extracto con un colador común. El extracto obtenido se pasa por un filtro a vacío en matraz kitazato y se mide en una probeta el volumen de extracto obtenido. De este se saca 1 [mL] de muestra, la cual es llevada a un crisol seco y previamente pesado, y se pesa el conjunto muestra-crisol, para luego ser llevado a estufa hasta peso constante, todo esto para determinar sólidos totales.

El resto del extracto obtenido se utiliza para la determinación de los compuestos fenólicos según método. Se repite este procedimiento con cada uno de los quince matraces, según los datos obtenidos se determina la proporción de musgo-agua y tiempo de extracción que serán utilizados en la experiencia de determinación de temperatura de extracción.

3.2.3 Determinación de la temperatura de extracción

En este ensayo se prueban tres temperaturas de extracción (60, 70, 80 [°C]), utilizando la proporción musgo-agua y el tiempo de extracción obtenidos en el ensayo anterior. Se realiza cada temperatura por triplicado.

Primero se debe reducir de tamaño una cantidad aproximada de 100 [g] de musgo húmedo lavado en una juguera o cortadora. Seguido a esto se pesó la cantidad necesaria para agregar a cada uno de los nueve matraces en la proporción deseada. Se colocaron primero tres matraces en un baño de agua a 60 [°C], se espera el tiempo de extracción. Pasado este tiempo se separa el musgo del extracto en un colador común, luego este extracto se filtra en un matraz kitazato, donde el

extracto obtenido se mide en una probeta para determinar el volumen. De este extracto se toma una muestra de 1 [mL], la cual es agregada a un crisol seco y previamente pesado, para determinar el peso del conjunto muestra crisol y ser llevado a estufa hasta peso constante, todo esto para determinar sólidos totales. Al resto del extracto obtenido fue utilizado para la determinación de los compuestos fenólicos y capacidad antioxidante según método. Se repite este procedimiento para los tres matraces sometidos a un baño a 70 [°C], y para los tres matraces sometidos a un baño a 80 [°C]. A partir de los resultados obtenidos se determinó la temperatura de extracción, en función de la cantidad de sólido total extraído, compuestos fenólicos presentes y actividad antioxidante de las muestras generadas.

3.2.4 Determinación de las etapas de extracción

Para determinar la cantidad de etapas de extracción se debe hacer el ensayo por triplicado. Primero se debe reducir de tamaño una cantidad aproximada de 50 [g] de musgo húmedo lavado en una juguera o cortadora. Seguido a esto se pesa 10 [g] para agregar a cada uno de los tres matraces en la proporción musgo-agua encontrada en el primer ensayo. Luego estos tres matraces se ponen en un baño de agua a la temperatura y tiempo de extracción determinados anteriormente. Cumpliéndose el primer tiempo de extracción se separa el extracto del musgo con un colador, el extracto se filtra y el musgo se devuelve al matraz para comenzar con la segunda extracción. Se le agrega la misma cantidad de agua que en la primera extracción a la temperatura de extracción y se deja por el tiempo de extracción a las mismas condiciones.

Al extracto filtrado se le toma una muestra de 1 [mL], se agrega a un crisol seco y previamente pesado, se pesa el conjunto muestra crisol y se lleva a la estufa a 105 [°C] hasta peso constante, todo esto para determinar sólidos totales. Al resto del extracto se le mide compuestos fenólicos y capacidad antioxidante. Esta operación se repite con cada extracto obtenido en cada etapa. Se repite la extracción, hasta que el extracto casi no tenga presencia de sólidos.

3.2.5 Generación de muestras

Terminando los ensayos se determinaran las condiciones de temperatura, proporción musgo-agua y etapas de extracción, para obtener la mayor cantidad de antioxidante. Tomando estos

parámetros se realiza una última extracción a nivel piloto para obtener muestras que luego serán analizadas.

Primero se debe reducir de tamaño una cantidad aproximada de 20[kg] de musgo húmedo lavado en una juguera o cortadora. Este musgo es agregado al extractor en conjunto con el agua a la proporción musgo-agua encontrada en el primer ensayo. Se conecta el vapor al extractor para llevar la mezcla musgo-agua a la temperatura deseada, se deja el extractor agitándose hasta cumplirse el tiempo de extracción, pasado el primer tiempo de extracción se retira el extracto, se separa el musgo del extracto con un colador común, el extracto se centrifuga, luego se filtra en un matraz kitazato y se almacena según las condiciones requeridas por el laboratorio que la analizará. Se repite la extracción con las etapas requeridas, finalmente se juntan todos los extractos y se almacena el extracto obtenido.

3.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

3.3.1 Determinación de humedad

El componente más abundante y el único que casi está presente en todas las plantas es el agua. La determinación del contenido de humedad de las muestras en este caso del musgo es una variable importante y ampliamente usadas en el diseño y procesos de extracción. El contenido de humedad se expresa generalmente como porcentaje, las cifras varían entre 60-95% en las plantas. En los tejidos vegetales y animales existe dos formas generales: agua libre y agua ligada, como soluto o como solvente; en forma libre, formando hidratos o como agua adsorbida. La determinación de humedad se realiza en la mayoría de los vegetales por la determinación de la pérdida de masa que sufre este cuando se somete a una combinación tiempo, temperatura adecuada, la que es considerada como el contenido de humedad en la muestra. El residuo que se obtiene se conoce como sólidos totales o materia seca. La temperatura usada en la determinación de la cantidad de agua depende del material a secar, y este fluctúa entre 70 [°C] y 155 [°C].

Procedimiento: (debe realizarse por Triplicado)(AOAC, 925.09,925.45)

- Se seca el crisol de porcelana en estufa a 105 [°C] por 1 [h].

- Se añade 2 [g] de muestra en el crisol seco distribuyéndola de forma homogénea en toda la superficie del crisol.
- Luego se pesa el conjunto crisol-muestra y se registra el peso inicial.
- Se lleva el crisol a la estufa a 105 [°C], después de al menos 2 [h], se transfiere el conjunto a la desecadora y una vez frío se pesa.
- Se repite lo mismo cada 30 [min], hasta que la diferencia en cada pesada sea menor que 5 [mg], se registra el peso constante final.

Cálculo de humedad:

$$\% \text{ humedad} = \frac{\text{Peso inicial} - \text{Peso constante final}}{\text{g muestra}} \cdot 100$$

Ecuación 3.2

3.3.2 Determinación de sólidos totales

Los sólidos totales son los residuos resultantes luego de secar una muestra a 103-105[°C]. La determinación de los sólidos totales permite estimar la materia disuelta y en suspensión.

Procedimiento: (debe realizarse por Triplicado) (AOAC, 930.15)

- Pesar los crisoles de porcelana limpios hasta alcanzar peso constante o hasta que la pérdida de peso sea menor que 4% del peso previo o 0,5 [mg], éste será el peso inicial en gramos.
- Tomar un volumen conocido de muestra homogénea y depositarlo dentro del crisol de porcelana, el cual se coloca dentro de la estufa por 8 horas como mínimo, la cual opera a una temperatura de 103-105[°C].
- Finalmente se retira de la estufa y se deja enfriar en la desecadora, para luego pesarlo hasta alcanzar peso constante, este valor es el peso final en gramos.

Cálculo de Sólidos Totales:

$$\text{Sólidos Totales } \left[\frac{g}{L} \right] = \frac{\text{Peso inicial} - \text{Peso constante final}}{\text{Volumen de muestra}} \cdot 1.000$$

Ecuación 3.3

3.3.3 Determinación de compuestos fenólicos

Para determinar los compuestos fenólicos totales del extracto obtenido del musgo *Sphagnum magellanicum*, se utilizara el método de Folin-Ciocalteu.

Este método se basa en la reducción del reactivo de ácido fosfotungsténico, ácido fosfomolibdico, sulfato de litio y bromina, por el grupo hidroxilo del grupo fenol de la tirosina, formando un compuesto azul. El método se desarrolló primeramente para la determinación de aminoácidos con grupo fenol pero fue utilizado luego para la determinación de compuestos fenólicos de distinto origen. Es por ello que debe considerarse en el análisis de los resultados que una interferencia podría ser el contenido de proteínas del extracto antioxidante de musgo *Sphagnum magellanicum* (Nicholson y Vermerris, 2006). Este ensayo se usa tanto para determinar compuestos fenólicos solubles como las antocianinas y también para fenólicos complejos como los taninos condensados y taninos hidrolizables.

Procedimiento: (Nicholson y Vermerris, 2006)

- Diluir una alícuota de muestra 10:1. Esto no es necesario si el contenido de fenoles es bajo.
- Añadir 2 [mL] de solución fresca de carbonato de sodio (anhidro) al 2% a 0,1 [mL] de la muestra (diluida si fuese necesario).
- Mezclar vigorosamente en agitador vortex.
- Dejar reposar por 5 [min].
- Mientras se mezcla en vortex agregar 0,1 [mL] de una dilución de 1:1 del reactivo de Folin-Ciocalteu. Si el reactivo presenta coloración verde no debe ser utilizado.

- Dejar la muestra reposar por un mínimo de 30 [min], pero no más de 1 [h]
- Leer la absorbancia en un espectrofotómetro a 750 [nm]

Como blanco se utiliza agua en lugar de la muestra. Para construir la curva de calibrado se utilizan compuestos comunes como el ácido cloro gánico, el ácido gálico o el ácido tánico. Los resultados de concentración de compuestos fenólicos se expresaran en este caso como equivalentes de Ácido gálico.

3.3.4 Extracción Soxhlet

Se realiza este análisis para obtener la máxima cantidad de antioxidante que se puede extraer del musgo *Sphagnum magellanicum*. Este dato es de mucha importancia al momento de seguir las etapas de extracción, ya que da una guía para saber cuántas etapas deben realizarse y que tan efectivas son estas.

Procedimiento:

- Secar papel filtro, dedal de extracción y el balón del equipo de extracción Soxhlet en estufa a 105[°C] por 2 [h].
- Se registra el peso del papel filtro, dedal y del balón seco
- Se pesan 5 [g] de muestra seca en un papel filtro seco. Se envuelve la muestra en el papel, para evitar la salida del sólido, cuidando de no manipular el papel directamente con los dedos.
- Se coloca la muestra dentro del dedal de extracción y se cubre con algodón.
- Se agrega agua al balón del equipo. También se agrega solvente en este caso agua en la cámara central. Luego se pone a funcionar el refrigerante y se conecta la manta eléctrica.
- Se comienza la vaporización del solvente. El solvente condensado cae y se deposita en la cámara que contiene la muestra, y extrae el compuesto deseado.
- Se mantiene 8 horas funcionando el sistema de extracción.
- Se desconecta el sistema de extracción, sacar el dedal y se lleva el balón a la estufa para evaporar todo el solvente del balón.
- Se enfría el balón en la desecadora

- Se pesa el balón que ha retenido el extracto.
- Se registra el peso del conjunto balón-extracto.

Cálculo:

$$\% ex = \left(\frac{(\text{Peso del balón mas extracto} - \text{Peso balón seco})}{\text{Peso de la muestra} \cdot (1 - \text{fracción de humedad inicial de la muestra})} \right) \cdot 100$$

Ecuación 3.4

3.3.5 Determinación de la actividad antioxidante

Para determinar la actividad antioxidante del extracto obtenido del musgo *Sphagnum magellanicum*, se utilizará el método descrito Brond-Williams, DPPH.

El método del DPPH está basado en la reducción de la absorbancia de la solución en metanol de DPPH en la presencia de un antioxidantes hidrofílicos, a través de la donación de átomos de hidrógeno, debido a la generación de la forma no radical DPPH-H (Brond-Williams, Cuvilier y Berset, 1994).

El DPPH es un radical estable y presenta una coloración purpura que se pierde progresivamente cuando se añade la muestra que contiene sustancias antioxidantes. La decoloración del radical se determina a 515 [nm] y la cuantificación se realiza empleando soluciones patrón de Trolox, el cual es un análogo de la vitamina E, utilizado en diversos estudios sobre actividad antioxidante de frutas (Prakash, 2001) (Wang, Cao y Prior, 1996). La actividad del antioxidante se expresa en mg de Trolox por 100[g] de muestra.

En general la reacción se puede medir a los 2, 3, 4, 5 y 10 minutos de inicio, ya que en este intervalo la mayoría de las sustancias completan la reacción con DPPH (Brond-Williams, Cuvilier y Berset, 1994).

Este ensayo es un método rápido y sencillo, que no requiere de un equipamiento sofisticado. A diferencia de otros métodos para la determinación de la actividad antioxidante, no es necesario

generar el radical puesto que el DPPH se comercializa como tal, además de no ser específico para ningún antioxidante en particular.

Procedimiento: (Brond-Williams, Cuvilier y Berset, 1994)

- Preparar una solución de 0,036 [mM] de DPPH en metanol
- Adicionar 50 [μL] de la solución de Trolox y 2 [mL] de una solución de DPPH, verificar la absorbancia de 0,7 (\pm 0,02) a 515 [nm].
- Preparar una solución igual a la anterior, pero con 50 [μL] de muestra.
- Agitar y luego de 16 [min] medir absorbancia a 515 [nm].
- Se utiliza como blanco metanol
- Para la curva de calibrado a un tubo de ensayo se le adicionan 2 [mL] de una solución de DPPH 0,036 [mM] diluida en metanol hasta lograr una absorbancia de 0,7 (\pm 0,02) a 515 [nm].
- Se añade 50 [μL] de la solución de Trolox (a las distintas concentraciones), se agita y pasado 16 [min] de adicionada la muestra se mide la absorbancia a 515[nm].

3.4 RESULTADOS

3.4.1 Propiedades físicas del musgo *Sphagnum magellanicum*

En la Tabla 3.3 se indican los resultados obtenidos en el ensayo de Humedad para el musgo antes y después de la etapa de lavado y los resultados de densidad del musgo.

Tabla 3.3: Humedad y Densidad del musgo *Sphagnum magellanicum*

Propiedad	Valor	Unidad
Humedad Musgo Sucio	92,5	%
Humedad Musgo Lavado	96,3	%
Densidad Musgo	0,85	[g/ml]

Como se observa en la Tabla 3.3 el musgo tiene una humedad bastante alta cercana al 93% la cual se ve incrementada aún más después de la etapa de lavado debido a la alta capacidad que presenta el musgo *Sphagnum magellanicum* para adsorber agua. Por otra parte la densidad determinada es bastante cercana a la descrita en estudios de caracterización del musgo que haciende a 0,8 [g/ml] (Villarroel, Biolley, Yáñez, & Peralta, 2002). En la Figura 3.2 se muestra el picnómetro utilizado para la determinación de la densidad del musgo y también se muestra el musgo después de ser sacado de la estufa.



Figura 3.2: A la izquierda imágenes del picnometro y a la derecha musgo despues de la medición de humedad

3.4.2 Determinación de la proporción musgo-agua

En la Figura 3.3 se indican los resultados obtenidos de sólidos para las distintas razones de musgo-agua (1/2, 1/3, 1/4), durante el transcurso del ensayo.

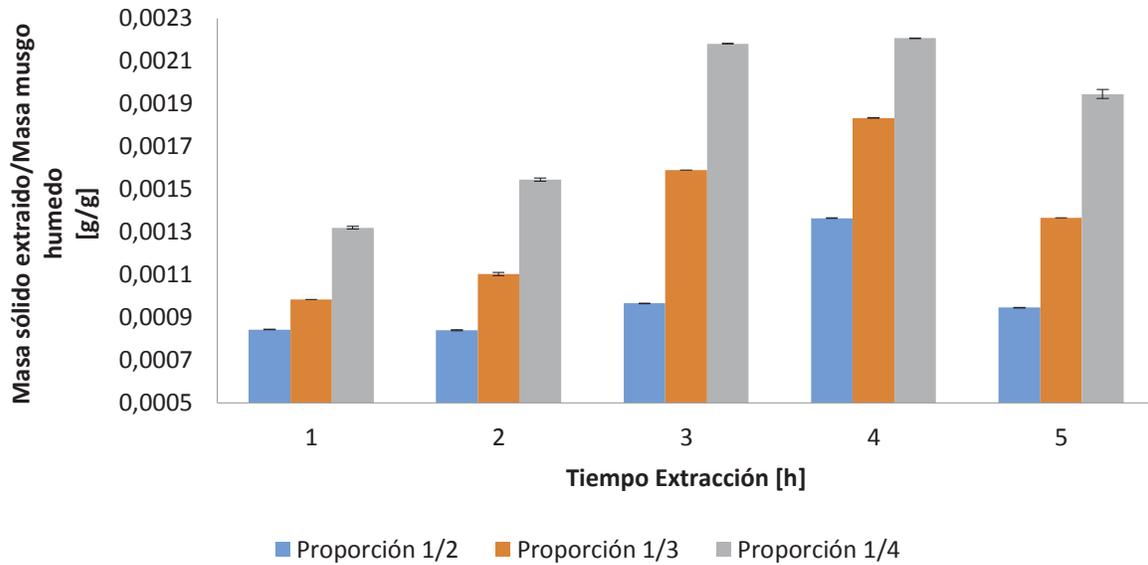


Figura 3.3: Efecto de la proporción musgo-agua en la extracción de sólidos

Como se puede apreciar el incremento en la extracción de sólidos se ve directamente relacionado con el aumento de la proporción de agua que es agregada en este proceso.

3.4.3 Determinación del tiempo de extracción

En la Figura 3.4 se indican los resultados del ensayo realizado para determinar el tiempo durante el cual se debe realizar una etapa de extracción.

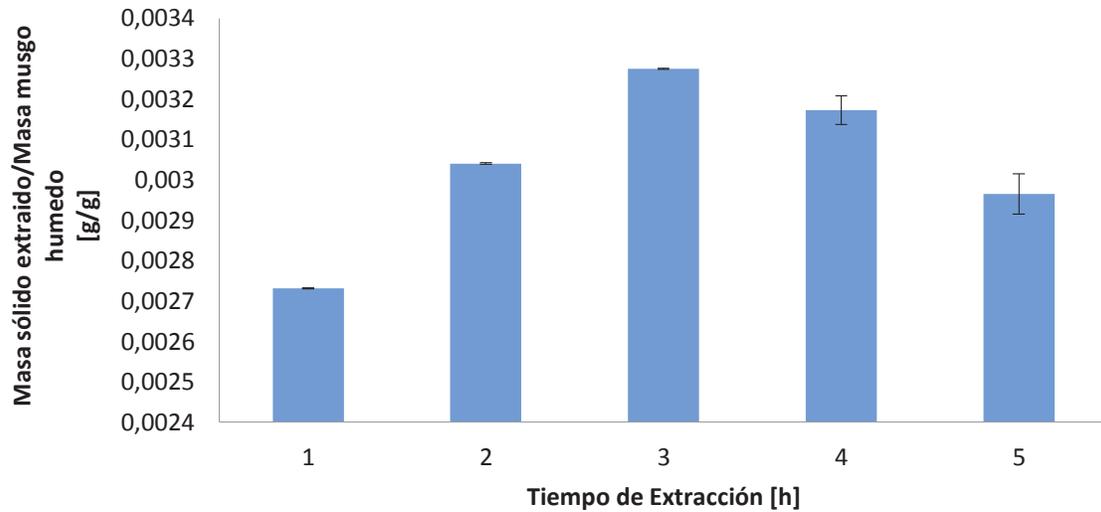


Figura 3.4: Resultados de la extracción de sólidos durante el tiempo

Al observar la Figura 3.4, se puede señalar que el tiempo de extracción influye en el incremento de los sólidos hasta las tres horas de extracción, pasado este tiempo se evidencia una disminución en la concentración de sólidos, lo cual podría deberse a que algunos compuestos pasado las tres horas sometidos a altas temperaturas se volatilizan. En la Figura 3.5 se muestra el baño utilizado a 60 [°C] para determinar el tiempo de extracción

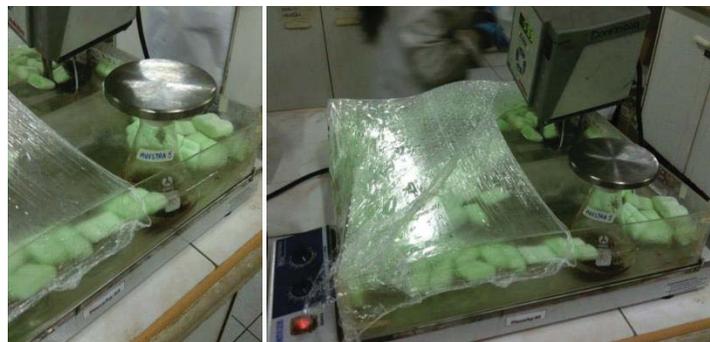


Figura 3.5: imágenes del estudio realizado para determinar el tiempo de extracción, donde se puede observar el tipo de baño utilizado para simular el proceso

3.4.4 Determinación de la temperatura de extracción

En la Figura 3.6 se indican los resultados del ensayo realizado para determinar la temperatura de extracción más adecuada, de acuerdo a los resultados obtenidos en los ensayos anteriores de proporción musgo-agua y del tiempo de extracción.

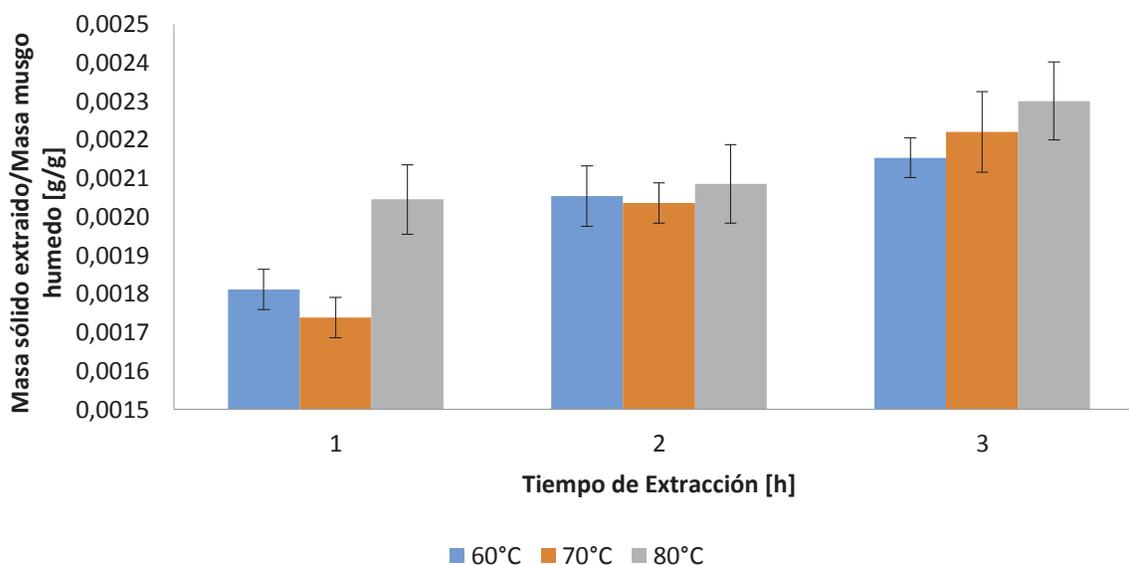


Figura 3.6: Efecto de a temperatura en la extracción de antioxidante en el tiempo

Como se puede ver en la Figura 3.6, se obtiene una mayor extracción de sólidos al utilizar la temperatura de 80 [°C], cabe destacar que los resultados de las otras temperaturas de extracción son similares a los de 80[°C] como lo deja evidenciado la desviación estándar de cada serie de datos representada por las barras negras. Si bien existe un aumento en la cantidad de sólidos extraídos a las tres horas para la temperatura de 80 [°C], la diferencia entre esta temperatura y las menores es mínima para la cantidad de sólido, pero el costo que implica aumentar en 20 grados la temperatura puede repercutir en la rentabilidad del proyecto. En la Figura 3.7 se ve la simulación del proceso a las distintas temperaturas.



Figura 3.7: Imágenes de las extracciones a 60 [°C] y 70 [°C]

3.4.5 Determinación de las etapas a realizar en la extracción

En la Figura 3.8 se indican los resultados obtenidos para cuatro etapas de extracción, tomando en cuenta que se realizaron a las condiciones encontradas en los ensayos anteriores.

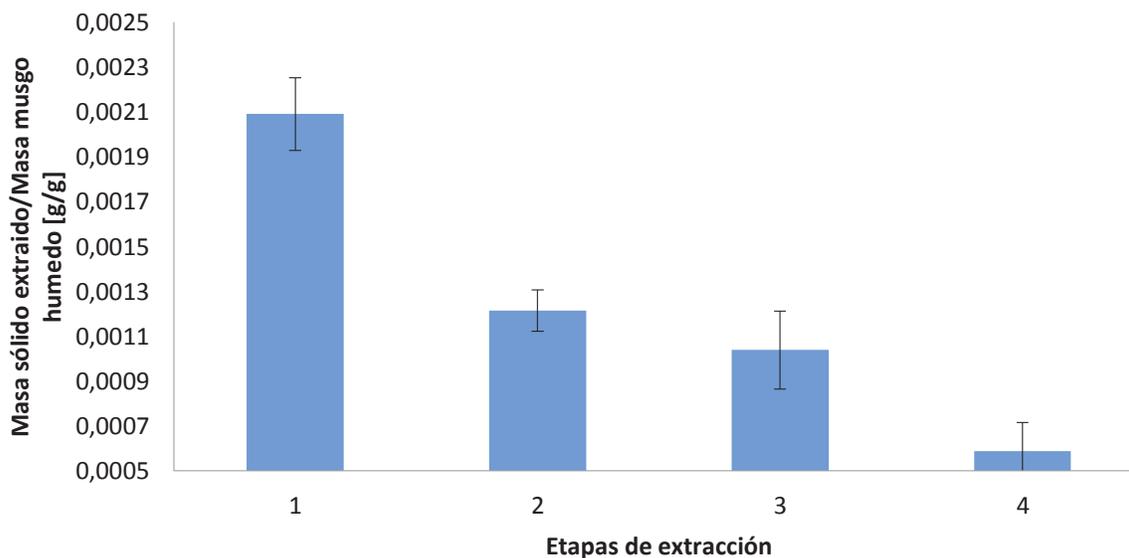


Figura 3.8: Sólidos obtenidos durante las etapas de extracción

De la Figura 3.8 se puede decir que en la primera etapa se extrae la mayor parte de los sólidos, luego las segunda y tercera etapa disminuyen alrededor de un 40 % la cantidad de sólidos respecto a la primera etapa y finalmente la cuarta etapa disminuye un 70% respecto a la primera extracción, presentando una cantidad de sólidos efectivamente menor que las extracciones

anteriores. En la Figura 3.9 se muestran los matraces que se ocuparon para simular la extracción y el musgo agotado después de las cuatro extracciones.



Figura 3.9: A la izquierda imagen del tercer matraz de la segunda extracción; a la derecha musgo agotado al final de las cuatro extracciones

3.4.6 Determinación de los compuestos fenólicos

Además del análisis de sólidos totales en los extractos obtenido también se analizó la cantidad de compuestos fenólicos presentes en los distintos extractos de los ensayos realizados en el laboratorio. En las Figuras 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12 se muestran los resultados obtenidos al analizar los extractos de cada ensayo.

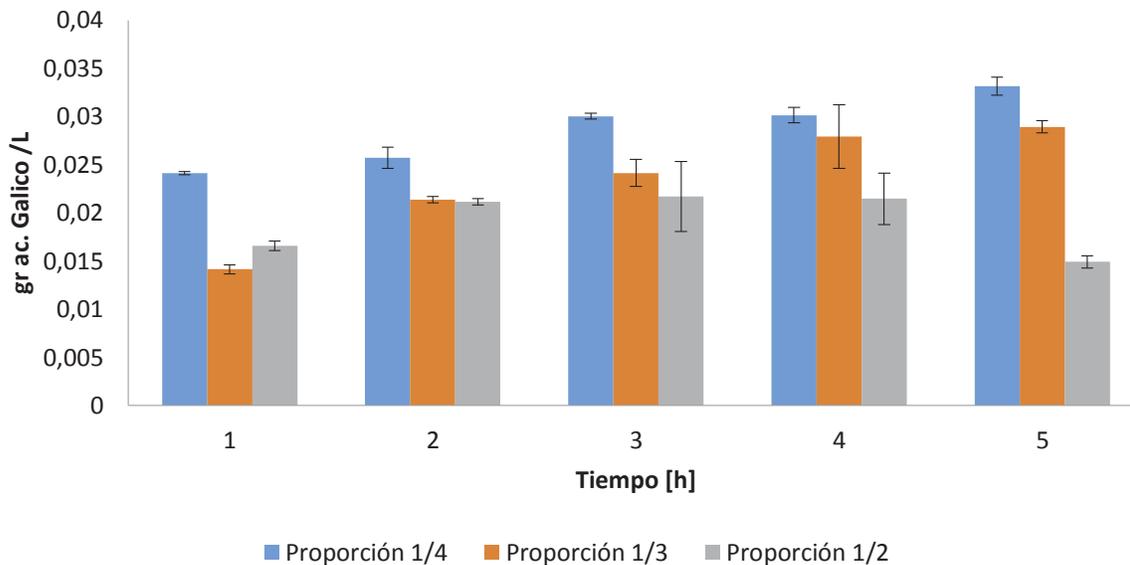


Figura 3.10: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo donde se determina proporción musgo-agua

Según los resultados mostrados por la Figura 3.10, se puede observar que al igual que los sólidos totales, los compuestos fenólicos aumentan al aumentar la proporción musgo-agua.

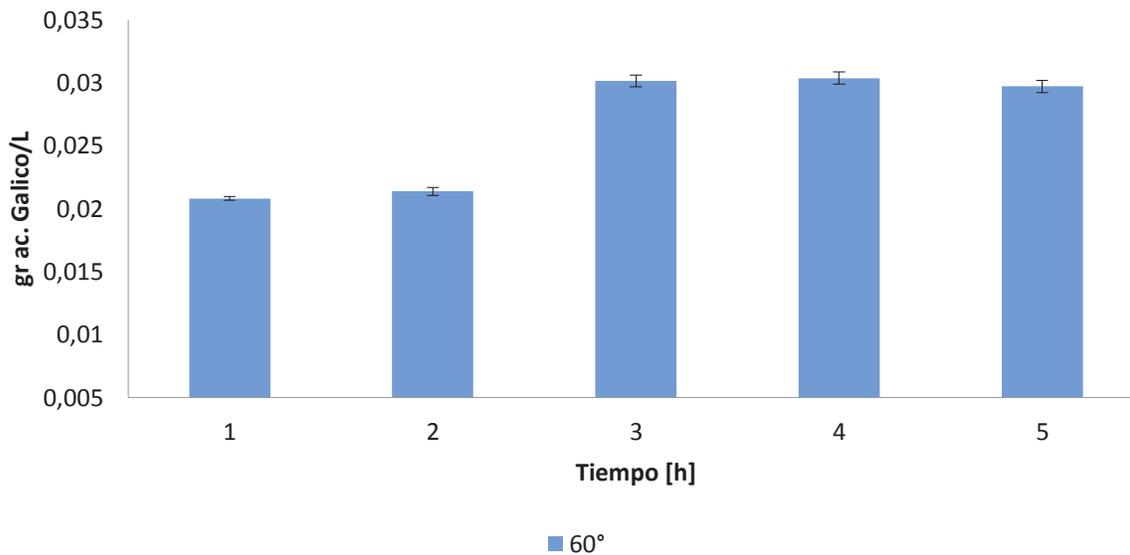


Figura 3.11: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo que determina el tiempo de extracción

De la Figura 3.11 se puede decir que la mayor extracción de compuestos fenólicos ocurre después de las tres horas, manteniéndose prácticamente constante en las horas siguientes.

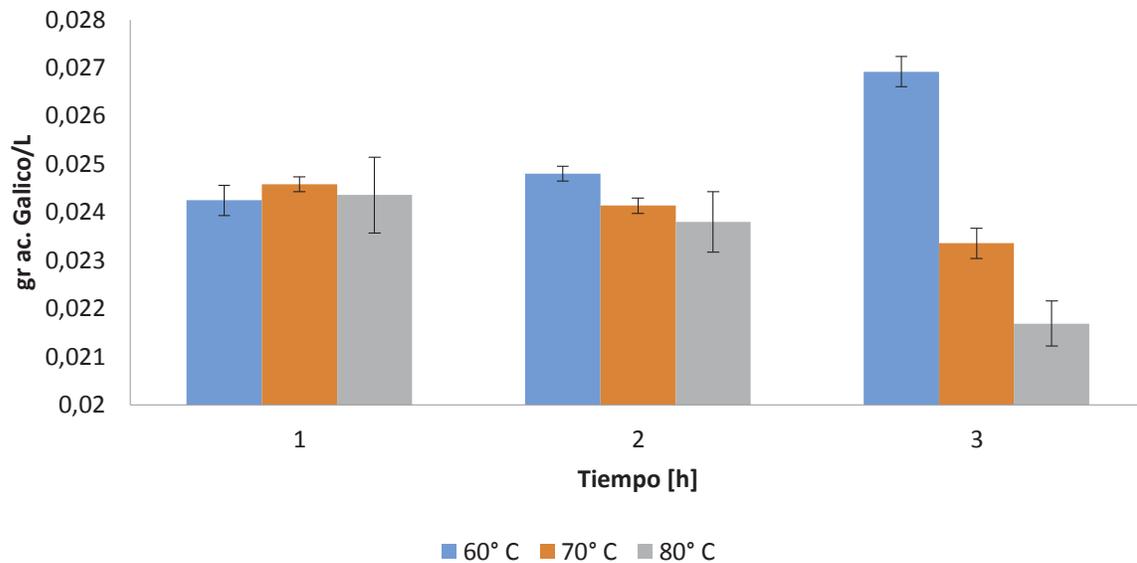


Figura 3.12: Compuestos fenólicos obtenidos en los extractos del ensayo que determina la mejor temperatura de extracción

Finalmente en la Figura 3.12, se observa que un incremento en la temperatura afecta a los compuestos fenólicos disminuyendo su concentración en el tiempo.

3.5 DISCUSIONES

Los resultados del análisis de la humedad del musgo *Sphagnum magellanicum*, indican que este tiene una humedad y una densidad muy similar a lo indicado en publicaciones. Si bien los resultados obtenidos concuerdan con las publicaciones, se evaluara la posibilidad de realizar un ensayo con otra metodología para corroborar los resultados obtenidos.

Para la selección de la mejor proporción musgo-agua entre las tres alternativas analizadas, observando la Figura 3.3, queda claramente evidenciado que a la proporción 1/4 musgo-agua presenta la mayor cantidad de sólidos totales de 0,0022 [gramos de sólidos en el extracto/gramos de musgo húmedo]. Esto es coherente dado que a mayor cantidad de agua agregada al musgo,

más cantidad de sólidos se pueden disolver antes de la saturación del líquido. A partir de esto se puede inferir que si se sigue aumentando la proporción musgo-agua también aumentara la cantidad de sólidos extraídos, sin embargo, aumentar la proporción 1/4 musgo-agua, hace que se incrementen por cada porción más de agua a agregar en un 15% los costos por conceptos de agua en la operación. En cuanto al análisis de compuestos fenólicos sigue el mismo comportamiento de los sólidos totales como se observa en la Figura 3.10.

De los resultados obtenidos para determinar el tiempo de extracción, se puede observar que la mayor cantidad de sólidos extraídos se produce alrededor de las tres horas con un valor de 0,0032 [gramos de sólidos en el extracto/gramos de musgo húmedo].

Al estudiar el efecto de la temperatura en la cantidad de sólidos extraídos, resultados que se presentan en la Figura 3.6, se aprecia que a la temperatura de 80[°C] se extraen la mayor cantidad de sólidos. Sin embargo también se observa que las temperaturas menores a las que se llevó a cabo la extracción no se aleja mucho de este valor, alrededor de un 5% de diferencia entre la menor y mayor temperatura. Sin embargo al analizar la Figura 3.12 donde se muestran los resultados de los compuestos fenólicos de estos extractos, el aumento de la temperatura hace que la cantidad de compuestos fenólicos se vea disminuida en hasta un 20% a 80 [°C], esto tiene gran concordancia con lo informado en publicaciones donde se menciona que a temperaturas sobre 80 [°C] estos compuestos fenólicos se podrían ver afectados.

Finalmente con respecto a las etapas de extracción, se analizaron cuatro etapas obteniéndose sólidos considerables solo hasta la tercera etapa, la poca cantidad de sólidos presentes en la cuarta etapa no justificaría aplicarla en el proceso.

3.6 CONCLUSIONES

El análisis de los resultados obtenidos en el trabajo de laboratorio permite concluir lo siguiente, con respecto a las condiciones y los parámetros de operación del proceso:

Dada la propiedad de absorción de agua que presenta el musgo, su humedad se ve aumentada después de la etapa de lavado en un 4 % aproximadamente.

Se realizara la extracción a una proporción musgo-agua de 1/4, además de elegir esta proporción por ser la que presento mayor sólidos extraídos, fue este el límite superior de agua a agregar sin incrementar en gran medida el costo por agua en el proceso (15% en el costo por cada proporción más a agregar).

El tiempo de extracción que se encontró en los análisis es de tres horas para cada extracción, después de las tres horas la cantidad de sólidos se mantiene con una variación menor de alrededor de un 3% en cada etapa siguiente.

La temperatura de extracción determinada es de 60 [°C], si bien según los resultados la mayor cantidad de sólidos se obtienen a los 80 [°C], a esta temperatura los compuestos fenólicos del extracto que son los compuestos de interés se ven afectado disminuyendo su concentración, por lo cual, se concluye utilizar 60 [°C].

Finalmente la extracción se realizará en tres etapas, una cuarta etapa no se justificaría ya que la cantidad de sólidos extraídos en esta última es solo un 28% de la cantidad de solidos extraídos en la primera etapa, aumentando el costo de agua en la operación automáticamente en un 15%, lo cual solo aumentaría los costos de operación más que la cantidad de extracto a producir.

3.7 REFERENCIAS CAPÍTULO 3

AOAC.(1990) Official Methods of analysis of the association of official analytical chemist. En De Kenneth Helrich (15th ed.).

Brond-Williams, W., Cuvilier, M., & Berset, C. (1994). Use of a free radical method to evaluate

Mantell, C., Rodríguez, M., & Martínez de la Ossa, E. (2002). Semi-batch extraction of anthocyanins from red grape pomace in packed beds: experimental results and process modelling. *Chemical Engineering Science.*, 57(18), 3831-3838.

Nicholson, R., y Vermerris, W. (2006). Phenolic Compound in Biochemistry. Springer , 1-61.

Prakash, A. (2001). Antioxidant activity. *Analytical Progress* , 19 (2), 1-4.

Villarroel, M., Biolley, E., Yáñez, E., & Peralta, R. (2002). Caracterización químico nutricional del musgo *Sphagnum maguellanicum*. *Archivos Latinoamericanos de Nutrición*, 52, 393-399.

Wang, H., Cao, G., & Prior, R. (1996). Total Antioxidant Capacity of fruits .*FoodChem.* , 44 (3), 701-705.

4 ESTUDIO DE MERCADO

Por lo general, el concepto de estudio de mercado se identifica con la definición tanto del precio al que los consumidores están dispuestos a comprar un producto, como a la demanda de este mismo. Sin embargo, para fines de preparación del proyecto, el estudio de mercado va dirigido principalmente a la recopilación de la información de carácter económico que repercute en la composición del flujo de caja del proyecto (Sapag y Sapag, 2008).

Los objetivos particulares del estudio de mercado serán ratificar la posibilidad real de colocar el producto o servicio que elaboraría el proyecto en el mercado, conocer los canales de comercialización que usan o podrían usarse en la comercialización de ellos, determinar la magnitud de la demanda que podría esperarse y conocer la composición, las características y la ubicación de los potenciales consumidores (Sapag y Sapag, 2008).

Al estudiar el mercado de un proyecto es preciso reconocer todos y cada uno de los agentes que, con su actuación, tendrán algún grado de influencia sobre las decisiones que se tomarán al definir su estrategia comercial. Son cinco los sub-mercados que se reconocerán al realizar un estudio de factibilidad: proveedor, competidor, distribuidor, consumidor y externo (Sapag y Sapag, 2008).

Las variables que afectan a cada uno de los mercados adquieren mucha más importancia cuando lo que se busca es la implementación de un proyecto. Sin embargo el estudio de cada una de esas variables va dirigido principalmente a la recopilación de la información de carácter económico que repercute en la composición del flujo de caja del proyecto. Planteando el objetivo del estudio de mercado como la reunión de antecedentes para determinar la cuantía del flujo de caja, cada actividad del mismo deberá justificarse por proveer información para calcular algún ítem de inversión, de costos o de ingreso (Sapag y Sapag, 2008).

Un aspecto importante que se relaciona con el flujo de caja es determinar el tamaño que tendrá la planta, esto porque se debe definir el nivel de las inversiones y costos, y por lo tanto la estimación de la rentabilidad del proyecto que podría generar su implementación. Es por esto que la decisión

que se tome respecto de la capacidad de la planta determinará el nivel de operaciones, para posteriormente determinar los ingresos por venta.

Una vez realizadas las estimaciones del tamaño de la planta, inversiones, costos e ingresos, es necesario realizar un análisis de la situación proyectada, es decir, investigar proveedores y la disponibilidad y precio de los insumos, actuales y proyectados. Es por esto que se debe investigar una serie de hechos pasados, que dan a comprender la situación presente, que es la base de cualquier proyección.

4.1 DEFINICIÓN DEL PRODUCTO

Lo que este proyecto busca es desarrollar como producto antioxidante y fibra a partir del musgo *Sphagnum magellanicum* los que se pretendan sean utilizados como aditivos alimentarios. A nivel internacional (FAO/OMS, CEE y FDA), han restringido el concepto de “aditivo alimentario” a una sustancia de carácter generalmente no nutritivo de composición perfectamente conocida y que se incorpora a un alimento en cantidades siempre pequeñas y muy controladas para cumplir un determinado objetivo tecnológico. Este puede consistir en un mejoramiento, ya sea de su estabilidad (calidad tecnológica) o de su presentación a través de su carácter organoléptico (calidad estética).

4.2 OPORTUNIDAD O NECESIDAD DEL MERCADO DEL PROYECTO

Se ha observado que en los países desarrollados y en vías de desarrollo, tienden a disminuir factores tales como la desnutrición infantil y las enfermedades infecciosas, sin embargo las enfermedades crónicas no transmisibles (ECNT) aumentan, en un fenómeno que se ha denominado “transición epidemiológica” (Muzzo y Mardones, 2006). Dentro de las ECNT, se encuentran las enfermedades cardiovasculares, distintos tipos de cáncer, enfermedades respiratorias crónicas y la diabetes, las cuales constituyen la principal causa de muerte e incapacidad en el mundo. La organización mundial de la salud ha informado que, de 57 millones de muertes que se produjeron a nivel mundial en el año 2008, 36 millones corresponden a ECNT, representando un 63% del total.

Diversos factores de riesgo intervienen en la evolución de estas enfermedades, los cuales están asociados principalmente al estilo de vida de las personas, entre ellos se pueden nombrar el sedentarismo, el estrés, las dietas inadecuadas y el consumo de alcohol y drogas (Fagalde, Solar, Guerrero y Atalah, 2005). Por otro lado, según cifras entregadas por la FAO y la ONU para el año 2050, la población mundial alcanzará los 9,1 mil millones de personas, de los cuales el 22% corresponderá a población mayor de 60 años (1,9 mil millones). En este segmento es mayor la demanda por alimentos que co-ayuden a la prevención de enfermedades, y que cumplan una función en términos de bienestar y salud.

Ambos fenómenos han generado una nueva tendencia a llevar una vida saludable, lo que ha dado pie a que se busquen nuevas alternativas de alimentación, estando encabezados por los llamados “alimentos funcionales” (A.F), es decir, alimentos que poseen la característica particular de que algunos de sus componentes ejercen una acción beneficiosa sobre procesos fisiológicos y/o reducen el riesgo de padecer una enfermedad. Otra alternativa que cobra sentido en base a la misma necesidad del mercado, son los llamados “nutracéuticos”, referidos a productos aislados o purificados de los alimentos que se comercializan generalmente en formas farmacéuticas no asociadas con los alimentos, y que demuestran tener un beneficio fisiológico o brindar protección contra las enfermedades crónicas.

Estudios aseguran que hacia el año 2000 el mercado global de alimentos funcionales fue estimado en US\$33 billones. Mientras que de acuerdo un estudio realizado por Euromonitor International en el año 2007, se considera a Japón como el mercado más grande del mundo con un valor de US\$ 11,7 billones, seguido por Estados Unidos con un valor de alrededor de US\$10,5 billones, mientras que el mercado Europeo estuvo menos desarrollado con un valor de mercado estimado en US\$ 7,5 billones, cuyos principales representantes fueron Reino Unido, Alemania, Francia e Italia (FAO, 2007).

Estudios más recientes realizados por la organización Leatherhead Food International de investigación alimentaria del Reino Unido, afirman que entre el año 2003 y 2010, el mercado global de alimentos y bebidas funcionales ha aumentado 1,5 veces a una tasa de crecimiento de 14% alcanzando los US\$24,2 billones en el año 2010. Comparativamente, las ventas globales en 2009 fueron de US\$ 22,9 billones y de US\$17,4 billones en el año 2006, US\$16,1 billones en 2005 y

US\$9,9 billones en el año 2003. Donde Japón Lidera la demanda, seguido por Estados Unidos y luego Europa y Australia. El estudio además pronostica un crecimiento total del mercado global de 22,8% entre los años 2010 y 2014 hasta alcanzar un valor de US\$29,8 billones en este último año. Estas cifras parecen pequeñas comparadas con las estimaciones de otros autores sobre años anteriores, posiblemente debido a que la definición de alimentos funcionales que Leatherhead Food International considera es poco amplia y muy estricta, refiriéndose a alimentos funcionales como Productos alimenticios o bebidas de uso diario (Excluyendo píldoras o fármacos) que lleven una declaración de propiedades saludables implicando que el producto tiene un efecto fisiológico más allá de la nutrición.

Existen estudios más amplios que engloban un completo mercado de alimentos orientados al bien estar y salud. De acuerdo a Euromonitor, de más de US\$432 billones en productos vendidos en el año 2005 en diferentes categorías de alimentos saludables, se dio un salto a más de US\$691 billones en el año 2011, con una proyección hacia el año 2015 que supera los US\$862 billones.

En el caso del mercado de los suplementos alimentarios, en el cual son comercializados los nutracéuticos, el estudio “Mercado de Nutracéuticos del producto: Tamaño del mercado global, segmentos y País análisis y previsiones (2007-2017)” indica que del total de productos enfocados a proporcionar beneficios para la salud y prevención de enfermedades, el mercado de los suplementos dietéticos será el de más rápido crecimiento en el mercado durante los años 2012-2017. Este segmento presentó un rápido crecimiento en Oriente Medio y África con una tasa anual de 30,8% entre los años 2007 y 2011. Mientras que en Estados Unidos las ventas minoristas de suplementos dietéticos superaron los US\$ 10 mil millones en el año 2010, creciendo en más de un 26% en los últimos 5 años. En tanto, las ventas realizadas en la zona de México y América Latina alcanzan los US\$2,5 millones, representando apenas el 3% del valor a nivel mundial en el año 2012.

Pese a las diferencias en las estimaciones del mercado de los alimentos funcionales y nutracéuticos debido a la gran variedad de definiciones de los mismos, no hay duda que el sector es uno de los más prometedores y dinámicos sobre todo en el sector de la industria alimentaria. El dinámico crecimiento del sector está siendo impulsado por consumidores que buscan una solución

a sus problemas de salud en el corto y en el largo plazo a tasas de 7% anual, hasta el año 2012, lo que posteriormente debería mantenerse en tasas cercanas al 4%.

En base a la creciente demanda por productos enfocados al bien estar surge el interés por el desarrollo de nuevas técnicas que permitan la obtención de ingredientes funcionales que puedan ser incorporados en los diferentes productos disponibles para la satisfacción de este nicho de mercado. El desarrollo y avance de estas tecnologías permitirá la elaboración de productos cada vez más asequibles para el consumidor final, en particular si en la producción de dichos ingredientes se lleva a cabo aprovechamiento de residuos industriales.

4.3 MERCADO PROVEEDOR

Este mercado constituye muchas veces un factor tanto o más crítico que el mercado consumidor. Muchos proyectos tienen una dependencia extrema de la calidad, cantidad, oportunidad de la recepción y costos de los materiales. No son pocos los proyectos que basan su viabilidad en este mercado (Sapag y Sapag, 2008).

El estudio del mercado proveedor es más complejo de lo que parece, ya que deberán estudiarse todas las alternativas de obtención de materias primas, así como sus costos, condiciones de compra, sustitutos, durabilidad, necesidad de infraestructura especial para su bodegaje, oportunidad y demoras en la recepción, disponibilidad, seguridad en la recepción, etcétera (Sapag y Sapag, 2008).

La disponibilidad de insumos será fundamental para la determinación del procedimiento de cálculo del costo de abastecerse. El precio también será importante en la definición tanto de los costos como de la inversión en capital de trabajo (Sapag y Sapag, 2008).

La materia prima de este proyecto consiste en la utilización del musgo *Sphagnum magellanicum*

Las exportaciones chilenas de musgo *Sphagnum* en la última década han aumentado notablemente. Esto es producto de la mayor demanda internacional para utilizarlo como sustrato

agrícola y de jardinería, purificación de aguas contaminadas por petróleo, paneles aislantes y fabricación de pañales y toallas desechables, entre otros (Cartes y Salinas, 2011).

4.3.1 Mercado internacional

Uno de los principales países productores y comercializadores de *Sphagnum* es Nueva Zelanda, cuya producción está asociada, principalmente, a la venta del musgo a los grandes productores de orquídeas. Este país dispone de buenos canales de comercialización y sistemas de empaque, lo que les permite ofrecer el producto de mejor calidad en el mercado, y obtener los mayores precios.

Nueva Zelanda tiene una larga trayectoria en la comercialización y distribución de *Sphagnum*; inició sus ventas a Japón a principios de la década de los años 70 y llegó a constituir una de las principales industrias de ese país a fines de los años 80. Sin embargo, desde comienzos de la década 2000, sus exportaciones y los precios obtenidos comenzaron a disminuir, debido parcialmente a la incorporación de Chile en el mercado. Esto llevó a que muchos productores que se dedicaban a cosechar *Sphagnum*, como una actividad complementaria para aumentar sus ingresos, optaran por otras actividades productivas más rentables. Como consecuencia, se produjo un cambio en el uso del suelo, hacia las buenas perspectivas que ofrecía la producción lechera, sumado a la degradación de las turberas de *Sphagnum*, producto de las malas prácticas de manejo aplicadas (Buxton, 2008).

Otro país importante en la producción de *Sphagnum* es China; sin embargo, el producto que ofrecen es de menor calidad, mezclado con basura vegetal y mala presentación, lo que se refleja inmediatamente en los precios pagados por el producto, con diferencias de hasta US\$ 11/kg (FIA, 2005).

4.3.2 Mercado nacional

En la última década, Chile ha aumentado su participación en el mercado de exportación de musgo *Sphagnum*, cuyas ventas se han orientado a los principales mercados de Asia, Oceanía, Estados Unidos, Europa y Sudamérica. Actualmente Chile se ha posicionado como el principal país exportador de esta especie a Estados Unidos.

En la Figura 4.1 se muestran los principales destinos de la exportación de musgo, donde se puede ver la importancia de Asia en las exportaciones, siendo Taiwán el principal país importador de musgo, seguido por China, Estados Unidos, Holanda y Japón.

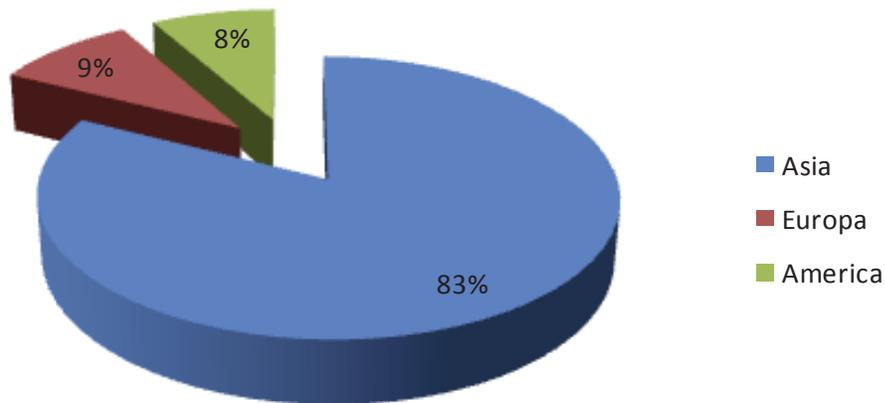


Figura 4.1: Exportaciones de musgo a los principales mercados mundiales

El servicio de aduanero chileno reconoce dos presentaciones de exportación de musgo, por lo que este producto está clasificado por dos códigos, en cuya descripción se diferencian básicamente por el uso que se le da al musgo, estos códigos son:

- 0604.1000: Musgos y líquenes, para ramos o adornos, frescos o secos, blanqueados, teñidos, impregnados o preparados de otra forma.
- 1404.9020: Musgos secos, distintos a los utilizados para ramos, o adornos y de los medicinales.

Los datos presentados en la Figura 4.2 muestran las exportaciones de musgos y líquenes frescos como también las exportaciones de musgos secos a nivel nacional.

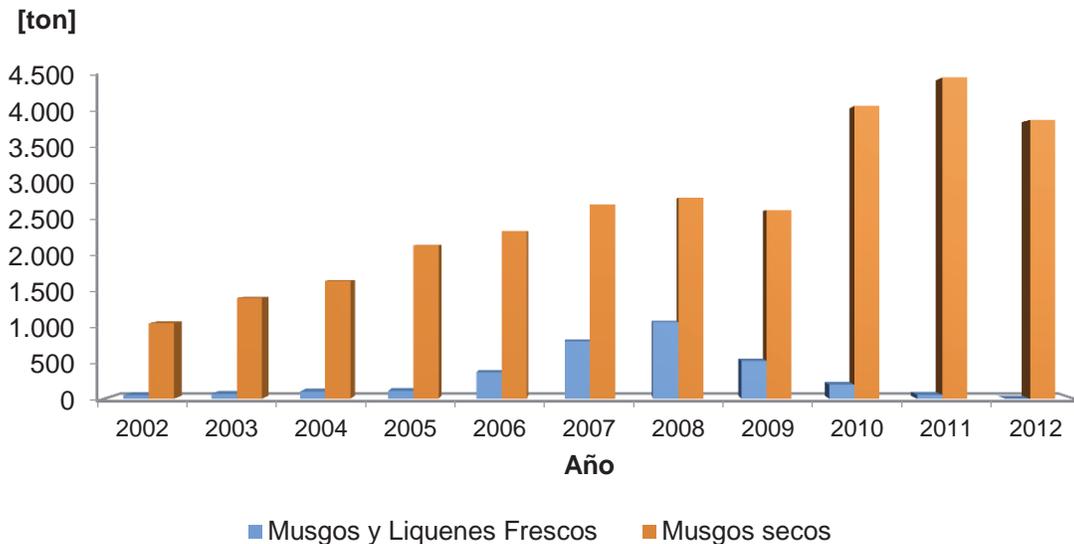


Figura 4.2: Toneladas de musgo exportado desde el año 2002 al 2012

Para el análisis de los datos, se considerará la clasificación de “musgos secos, distintos de los utilizados, o adornos para ramos, o adornos y de los medicinales”.

Se observa un alza en las cantidades exportadas de musgo entre los años 2000 y 2006 cercanos al 30% anual, para luego mantenerse estable entre los años 2007 y 2008. En el año 2009 se distingue una caída leve, el cual es seguido por un alza importante el año 2010 y 2011 para luego notar otra caída de las exportaciones en el año 2012.

4.4 MERCADO COMPETIDOR

El estudio de este mercado trasciende más allá de la simple competencia por la colocación del producto. Si bien esto es primordial, muchos proyectos dependen sobremanera de la competencia con otros productos. Cuando las materias primas no son suficientes, se tendrá que competir por ellas en el mercado proveedor y, en otros casos, cuando los medios de transporte sean escasos, la competencia por ellos será prioritaria (Sapag y Sapag, 2008).

El mercado competidor directo, entendiendo por ello las empresas que elaboran y venden productos similares a los del proyecto, también tiene otras connotaciones importantes que es necesario considerar en la preparación y en la evaluación. Será imprescindible conocer la

estrategia comercial que éstas desarrollen para enfrentar de mejor manera su competencia en el mercado consumidor. Cada antecedente que se conozca de ellas se utilizará en la definición de la propia estrategia comercial del proyecto. Así, por ejemplo, conocer los precios a los que venden, las condiciones, los plazos y costos de los créditos que ofrecen, los descuentos por volúmenes y pronto pago, el sistema promocional, la publicidad, los canales de distribución que emplean para colocar sus productos, la situación financiera de corto y largo plazo, entre otros aspectos, facilitará la determinación de estas variables para el proyecto (Sapag y Sapag, 2008).

En este proyecto se identifica como mercado competidor aquellas empresas que se dedican a la elaboración de antioxidantes, empresas dedicadas a la elaboración de fibra, empresas que elaboran aditivos alimenticios y aquellas empresas que compran el musgo *S. magellanicum* para utilizarlo en otros productos.

Algunas de estas empresas son: Blumos S.A, la cual se dedica a producir aditivos para alimentos, agar-agar, alginatos, antioxidantes, ácidos orgánicos, gluten vital de trigo, ingredientes para la nutrición animal y acuícola, prebióticos Premix minerales, productos para empanizar y rebozar pescados, proteínas vegetales, saborizantes, etc. Andesur S.A. la cual produce aceite de pescado, alimento pelletizado, alimentos extruidos, antioxidantes, comercialización de aceites para nutrición animal, comercialización de moluscos, comercialización de pescados, comercialización de salmones y truchas, comercio exterior de harina de pescado y pescado congelado. DSM NutritionalProducts Chile S.A., esta empresa produce aditivos para alimentos, además de dedicarse a realizar análisis de alimentos, produce antioxidantes, hace asesorías en nutrición y produce NIR, pigmentos Premix minerales, saborizantes y vitaminas. Otra de estas empresas es Innovaquímica S.A. la cual es una empresa que genera aditivos para alimentos, desengrasantes, también se dedica a la desinfección industrial y descontaminación superficial, produce desinfectantes, detergente marino, etc. La empresa Distribuidora Portland S.A. se dedica a producir aceite de soya, ácido oxolínico, aditivo para alimentos, antibiótico en general, antioxidantes, desengrasantes, enzimas, ácidos orgánicos, etc. La empresa Comercializadora Crandon Chile Ltda. produce aditivos para alimentos, alimento a pedido, alimento pelletizado, aminoácidos, etc.

4.5 MERCADO DISTRIBUIDOR

Este mercado es, quizás, el que requiere el estudio de un menor número de variables, aunque no por ello deja de ser importante. En efecto, la disponibilidad de un sistema que garantice la entrega oportuna de los productos al consumidor, en muchos proyectos adquiere un papel definitivo. Los costos de distribución son, en todos los casos, factores importantes que se deben considerar, ya que son determinantes en el precio al que llegará el producto al consumidor y, por lo tanto, en la demanda que deberá enfrentar el proyecto (Sapag y Sapag, 2008).

En la ciudad de Puerto Montt existen muchas empresas dedicadas al transporte, entre estas empresas destacan: Transportes Medina e Hijos, Transportes Cruz del Sr, Transportes TNS Express Ltda, Transportes LIT Cargo. Además, al ser un importante puerto marítimo también hay empresas navieras y portuarias como lo son: Naviera Magallanes, Empresa Portuaria Puerto Montt, Servicio de Cabotaje-Transporte Marítimo, etc.

4.6 MERCADO CONSUMIDOR

El mercado consumidor es probablemente el que más tiempo requiere para su estudio. La complejidad del consumidor hace que se torne imprescindible varios estudios específicos sobre él, ya que así podrán definirse diversos efectos sobre la composición del flujo de caja del proyecto. Los hábitos y las motivaciones de compra serán determinantes al definir tanto al consumidor real (el que toma la decisión de compra) como la estrategia comercial que deberá diseñarse para enfrentarlo en su papel de consumidor, ante la posible multiplicidad de alternativas en su decisión de compra (Sapag y Sapag, 2008).

El interés del consumidor por mantener dietas saludables, su desconfianza hacia los alimentos procesados y el aumento en el mercado de los alimentos naturales ha creado un estado de revolución técnico-científica en la industria alimentaria. Como ejemplo se han introducido en el mercado alimentos con efecto “bífidos”, productos “bío”, alimentos enriquecidos, etc. Estos “alimentos funcionales” poseen efectos beneficiosos para la salud.

4.6.1 Productos con compuestos antioxidantes

El mercado potencial para la comercialización de los compuestos antioxidantes a producir, se trata del mercado global de la elaboración de alimentos y suplementos con contenido de antioxidantes. Euromonitor International, estimó las ventas globales de este tipo de productos en US\$34 billones en el año 2010. Dicho estudio indicó que los principales mercados de productos antioxidantes se componen en primer lugar por Japón, seguido por Estados Unidos y China. Mientras que el mercado global presentó una tasa de crecimiento del 43% entre los años 2005 y 2010.

De acuerdo al estudio realizado por PackageFacts en el año 2012 titulado “Antioxidants Products in the U.S.” se tiene que solo en Estados Unidos las ventas totales de productos con antioxidantes alcanzaron los US\$65 billones en el año 2011, presentando una tasa de crecimiento anual de un 6% durante los últimos 5 años. Estas ventas totales se separan en la comercialización de alimentos con antioxidantes con US\$45 billones con un crecimiento del 7,3% en el período 2010-2011; bebidas con antioxidantes con US\$12,2 billones y un crecimiento de un 12,9% para el mismo período; ventas de suplementos con antioxidantes con US\$12 millones y ventas de cosmecéuticos con antioxidantes en US\$3,9 billones con una tasa de crecimiento de 12,7% (Giordano, 2012).

4.6.2 Productos con fibra

En el mercado existen muchos alimentos enriquecidos o fortificados con fibra: las leches, yogures, cereales, galletas y complementos específicos de fibra.

La Tabla 4.1 recoge los alimentos fortificados/enriquecidos en fibra y su aporte, por 100 g y por ración.

Tabla 4.1: Alimentos enriquecidos o fortificados con fibra

	Fibra [g/100g]		Fibra / ración	
	Alimento	Fortificado	Alimento	Fortificado
Cereales de desayuno	3	27	1,2	11
Galletas	5	21	1,2	5
Leche	0	4	0	10
Yogur	0	10	0	10
Margarina	0	1,7	0	0,03
Bebidas sin alcohol	0	0,5	0	1,7

En Chile la importación de la fibra entra en la categoría de Aduana como Pasta de fibras obtenidas de papel o cartón reciclado (desperdicios y desechos) o las demás materias fibrosas, las demás, mecánicas y su con código arancelario aduanero 4706.9100. Alemania es el país del cual se importa mayor cantidad de fibra. Una de las empresas importadoras VITACEL®, esta empresa se dedica a producir fibras alimenticias saludables, fibras de frutas y cereales, celulosas en polvo para productos alimenticios, granulados, compactados (VITACEL®, 2011).

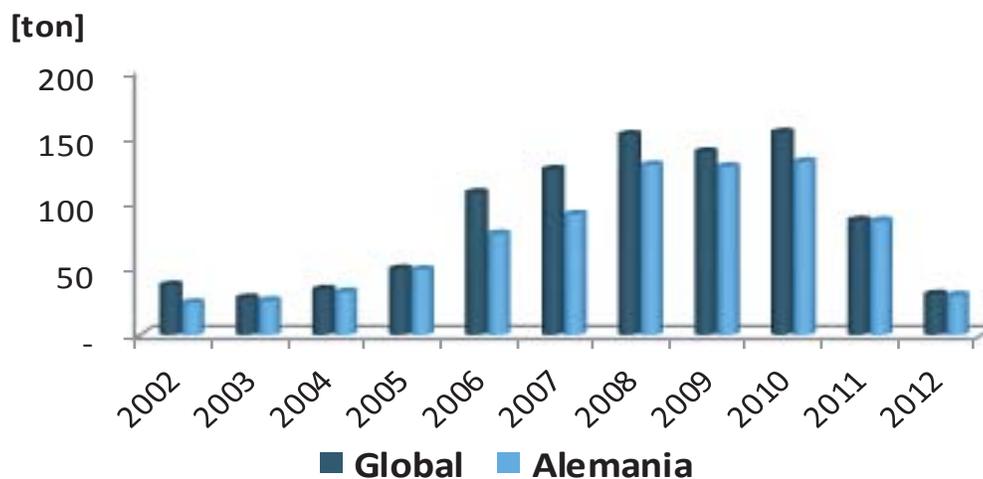


Figura 4.3: Importaciones de Fibra ee Chile

En la Figura 4.3 se puede apreciar un aumento progresivo en las importaciones de fibra desde el año 2003 hasta el año 2008. Luego se aprecia un estancamiento en las importaciones desde el 2008 hasta el año 2010, para finalmente percibir una gran caída hasta el año 2012.

Se puede apreciar también la fuerte dependencia de Alemania en la obtención de este producto, por lo que la entrada al mercado de la fibra significaría una nueva alternativa para los consumidores

4.6.3 Alimentos funcionales

Los compuestos más utilizados para la elaboración de alimentos funcionales enriquecidos o fortificados con antioxidantes naturales son las Vitaminas E y C, los carotenoides, algunos iones metálicos y los polifenoles, los que se agregan principalmente a cereales, productos lácteos y bebidas o jugos de fruta. Entre los productos alimentarios con antioxidantes de mayor crecimiento en los últimos años, se encuentran en el mercado los jugos de frutas exóticas, frutas del bosque o berries, además de cereales integrales adicionados.

En general este tipo de productos son elaborados y lanzados al mercado por industrias de alimentos que diversifican sus líneas de producción agregando ingredientes funcionales en sus formulaciones. De esta forma toda empresa productora de alimentos, son potenciales clientes para la venta de los antioxidantes. Entre las principales empresas alimentarias que han incorporado estas prácticas a sus líneas productivas encontramos a: Living Essentials, Aviva Natural HealthSolutions, Danone, Central Lechera Asturiana, Sunmagic, RisingBeverageCompany, The Coca-Cola Company, Yoplait USA, KraftFoodsGroup, Unilever, Kaiku Corporación Alimentaria, Optimel, Nestlé, entre otras.

4.6.4 Suplementos alimenticios

En el año 2009, en mercado global de suplementos con capacidad antioxidante fue valorado en US\$9,1 billones, mientras que se estimaron más de US\$3,4 billones para la vitamina C, US\$897 millones para la coenzima Q10 y US\$1,93 billones para la Vitamina E o tocoferol (Euromonitor International). A nivel de ventas de suplementos alimentarios o nutracéuticos, se tiene que algunas de las empresas más influyentes en el mercado son; Laboratorios Abbott, Amway, Herbalife, Omnilife, General Nutrition Center, Laboratorios Bio-Dis, Universal Nutrition y VitaminLife.

4.7 TAMAÑO Y TASA DE CRECIMIENTO DEL MERCADO OBJETIVO

En primer lugar, cabe destacar que para la comercialización de los antioxidantes y de fibra como ingredientes funcionales, el mercado objetivo se compone de dos principales actores. Por una parte encontraremos a los consumidores finales de productos que presenten la incorporación de antioxidantes y fibra, distribuidos entre los diferentes mercados de alimentos funcionales y nutracéuticos, mientras que por otro lado se encuentran los clientes directos que consumirán los antioxidantes y la fibra extraídos de los residuos. Estos últimos se tratan de las empresas productoras de variedades funcionales que utilicen antioxidantes y fibra en sus formulaciones.

Hoy en día existen millones de consumidores que adquieren alimentos con ingredientes funcionales o bien suplementos dietéticos nutracéuticos. De acuerdo a una encuesta de la American Dietetic Association, en Estados Unidos el 47% de los hombres y el 50% de las mujeres consumen diariamente vitaminas, minerales, hierbas y otros suplementos con beneficios a la salud, lo que equivale a 140 millones de consumidores solo en Norteamérica. De acuerdo a una encuesta online realizada por PackagedFacts en el año 2011 a consumidores norteamericanos que habían comprado abarrotes en la últimas 24 horas, el 8% indicó que habían comprado productos con alta concentración de antioxidantes, haciendo el consumo de estos ingredientes una de las 10 preocupaciones nutricionales más importantes, ya que según indica la encuesta, estos son comprados y recordados más vívidamente que los tradicionales con alto contenido de vitaminas y minerales, los que son adquiridos solo por el 6% de los compradores.

4.8 TAMAÑO Y TASA DE CRECIMIENTO DE LA INDUSTRIA

En la antigüedad los antioxidantes eran incorporados a la dieta mediante el consumo de fuentes vegetales de los mismos, sin embargo hace aproximadamente 30 años estos compuestos comenzaron a ser aislados y sus propiedades comenzaron a ser estudiadas. En un principio, el término antioxidante era asociado principalmente a compuestos como las vitaminas, β -Carotenos y ácido ascórbico. Sin embargo, en el último tiempo se ha comenzado a extender este concepto a una serie de sustancias incluidas dentro de un grupo fitoquímicamente conocido como polifenoles, dentro del cual se encuentran los antioxidantes Tocoferol y Resveratrol.

Hoy en día, el mercado de los compuestos antioxidantes ya se encuentra desarrollado, y se basa en la extracción de los mismos, mediante diferentes técnicas a partir de materias vegetales para ser utilizados principalmente como ingredientes funcionales en formulaciones de productos alimenticios y farmacéuticos. El mercado de compuestos antioxidantes aumenta año tras año a una tasa del 3%, pasando desde US\$400 millones en el año 2004 a US\$438 millones en el año 2007 (LeatherheadFood International). Dentro de este mercado, el porcentaje que corresponde a los polifenoles como tal es de un 45%, lo que implica una venta de alrededor de US\$200 millones al año.

A pesar de que son escasos los datos actualizados con respecto al desarrollo de este mercado, se asume como un mercado en crecimiento, en base, al fuerte incremento en la demanda de antioxidantes naturales, basado en el crecimiento sostenido del mercado objetivo en los últimos años que a su vez se refleja en mayores ventas de productos funcionales y nutraceuticos. En este contexto, se presentan como competidores directos de los productos a generar como resultado del desarrollo de esta línea de investigación, empresas encargadas de la extracción directa de antioxidantes, así como también empresas productoras de ingredientes funcionales para el consumidor que suelen crear alianzas con industrias alimentarias para generar productos funcionales, algunos ejemplos de estas empresas son: DSM nutritionalproducts, Nutrpharma, Merck, Roche, SundownNaturals, entre otras.

4.9 MARCO REGULATORIO DEL MERCADO DEL PROYECTO

Se han revisado dos ámbitos regulatorios para la explotación comercial de los antioxidantes y de la fibra a producir, en el caso de ser incorporados a alimentos funcionales. Por un lado, los alimentos funcionales, poseen un amplio y atractivo mercado global, el que es regulado por los más estrictos términos regulatorios internacionales. A partir del 14 de diciembre del 2012, la EuropeanFood Safety Authority (EFSA), ente regulador que vela por la seguridad alimentaria en Europa, aplicará el reglamento CE N° 432/2012, continuación de la anterior normativa, que tiene como finalidad garantizar un elevado nivel de protección al consumidor, introduciendo la evaluación científica como requisito previo para poder realizar una declaración nutricional o de propiedades saludables. La verificación y registro de estos productos es consecuencia de estudios preclínicos y epidemiológicos que demuestren tanto los beneficios al organismo como la inocuidad.

Por otro lado, las posibilidades previstas para la explotación comercial de los compuestos antioxidantes y de la fibra a producir, es la producción de un suplemento alimenticio o bien de un aditivo para la industria alimentaria. En ambos casos la regulación se realiza a través del Ministerio de Salud, específicamente del Subdepartamento de Calidad de los Alimentos de la SEREMI de Salud (Secretaría Regional del Ministerio de Salud), quien verifica el cumplimiento del Reglamento Sanitario de los Alimentos DS 977/96, regulando la producción y registro de los suplementos alimenticios o aditivos, entre otros.

En Chile no se cuenta con una definición formal del término Alimento Funcional, el que se utiliza para designar alimentos que ejercen propiedades beneficiosas debido a su contenido de ingredientes bioactivos. La reglamentación alimentaria incluye un listado de 18 mensajes o declaraciones de propiedades saludables, los que se asocian al consumo de alimentos que poseen propiedades beneficiosas para la salud, todos ellos basados en evidencia científica. La legislación internacional está demandando, cada vez más a la industria, la validación de los mensajes saludables a través de estudios preclínicos y clínicos que entreguen una base científica sólida a la bioactividad declarada de los ingredientes funcionales. Un ejemplo de la complejidad del tema es el caso de los polifenoles, para los cuales, se ha demostrado una gama de efectos beneficiosos en ensayos in vitro, en tanto que su validación clínica aún representa un desafío. Se plantea la necesidad de definir los criterios de uso del término alimentos funcionales con miras a la protección del consumidor (Lutz, 2012).

Por su parte, el mercado global de los suplementos alimenticios, está liderado por el mercado de Estados Unidos, el cual se ha visto incrementado durante los últimos años, por el creciente interés en los cambios de hábitos nutricionales. Para el ingreso de los suplementos alimenticios o aditivos al mercado Norteamericano, es fundamental cumplir con el marco regulatorio que contempla la FDA (US Food & Drug Administration).

4.10 DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para determinar el tamaño óptimo de la planta se requiere conocer con mayor precisión tiempos predeterminados o tiempos y movimientos del proceso, o en su defecto, diseñar y calcular esos datos con una buena dosis de ingenio y ciertas técnicas (Urbina, 2006).

Es imposible desarrollar un método estandarizado para determinar de manera óptima la capacidad de una planta productiva, dada la complejidad del proceso y la enorme variedad de procesos productivos (Urbina, 2006).

Para determinar la capacidad de una planta es indispensable conocer detalladamente la tecnología que se empleará. Después de esto se entra a un proceso iterativo, donde intervienen, al menos los siguientes factores:

1. La cantidad que se desea producir, la cual, a su vez, depende de la demanda potencial y de la disponibilidad del dinero. Además, determina en gran medida el proceso de manufactura a seleccionar
2. La intensidad en el uso de la mano de obra que se quiere adoptar: procesos automatizados, semiautomatizados o con abundante mano de obra en las operaciones. Esta decisión también depende, en buena medida, del dinero disponible, ya que un proceso totalmente automatizado requiere una mayor inversión.
3. La cantidad de turnos de trabajo. Puede ser un solo turno de trabajo con una duración de diez horas, dos turnos con una duración de nueve horas, tres turnos diarios de ocho horas, o cualquier otra variante. No es lo mismo producir diez toneladas trabajando uno, dos o tres turnos diarios; la decisión afectará directamente la capacidad de la maquinaria que se adquiera. Desde luego, esta consideración se evita en procesos continuos de manufactura.
4. La optimización física de la distribución del equipo de producción dentro de la planta. Mientras más distancia recorra el material, ya sea como materia prima, producto en proceso o producto terminado, la productividad disminuirá. Para lograrlo, es muy importante considerar las técnicas de manejo de materiales.
5. La capacidad individual de cada máquina que interviene en el proceso productivo y del llamado equipo clave, es decir, aquel que requiere de la mayor inversión y que, por tanto, se debe aprovechar al 100% de su capacidad. Si no se hace así, disminuirá la optimización del proceso, lo cual se reflejará en una menor rentabilidad económica de la inversión al tener instrumentos muy costosos y ociosos.
6. La optimización de la mano de obra. Si se calcula mal la mano de obra requerida habrá problemas. Con una estimación mayor, habrá gente ociosa y se pagarán salarios de más; si

sucede lo contrario, los trabajadores no alcanzarán a cubrir todas las tareas que es necesario realizar, retrasando el programa de producción.

Lo primero que se tomará en cuenta para determinar la capacidad de la planta es la cantidad de musgo que se ha extraído durante los últimos años y teniendo en cuenta también la estacionalidad de las exportaciones se determinara la cantidad de musgo a procesar.

En la Figura 4.4 se encuentran los datos entregados por la Aduana de las exportaciones de Chile de Musgo seco en el año 2012.

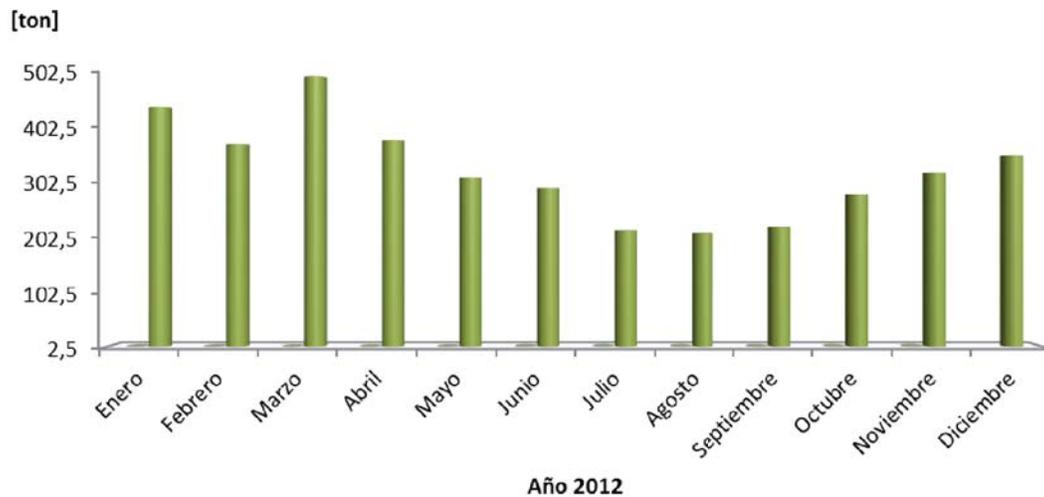


Figura 4.4: Exportación mensual de *Sphagnum magellanicum* seco en el año 2012

Se puede observar que durante los meses de invierno las exportaciones de musgo bajan considerablemente respecto de las exportaciones en los meses de verano, siendo el mes de Agosto el de menor exportación de este producto con 209,49 [ton].

Para mantener una producción continua de antioxidante y fibra a partir de *S. magellanicum*, la cantidad de materia prima debe ser siempre constante. Teniendo en cuenta que por cada 40 [kg] de musgo húmedo se logra obtener 2 [kg] de musgo seco, se considerará procesar 100 [ton/mes] de musgo seco lo que se traduce en 2.000 [ton/mes] de musgo húmedo. Es por esta razón que determina que la capacidad de la planta a procesar es de 2.000 [ton/mes].

4.11 UBICACIÓN DE LA PLANTA

La localización óptima de un proyecto es la que contribuye en mayor medida a que se logre la mayor tasa de rentabilidad sobre el capital (criterio privado) u obtener el costo mínimo (criterio social)(Urbina, 2006)

Para determinar cuál será el sitio donde se instalará la planta se utilizará un método cualitativo por puntos considerando las ventajas y desventajas de diferentes lugares. Este método consiste en asignar factores cuantitativos a una serie de factores que consideren relevantes para la localización. Para lograr esto se deben seguir ciertos pasos:

1. Desarrollar una lista de factores relevantes
2. Asignar un peso a cada factor para indicar su importancia relativa (los pesos deben sumar 1.00), y el peso asignado dependerá exclusivamente del criterio del investigador.
3. Asignar una escala común a cada factor (por ejemplo, de 0 a 10) y elegir cualquier mínimo.
4. Calificar a cada sitio potencial de acuerdo con la escala designada y multiplicar la calificación por el peso.
5. Sumar la puntuación del sitio y elegir el de máxima puntuación.

Entre los factores que se pueden considerar para realizar la evaluación, se encuentran los siguientes:

- Factores geográficos, relacionados con las condiciones naturales que se rigen en las distintas zonas del país, como el clima, los niveles de contaminación y desechos, las comunicaciones (carreteras, vías férreas y rutas aéreas), etc.
- Factores institucionales que son los relacionados con planes y las estrategias de desarrollo y descentralización industrial.
- Factores sociales, los relacionados con la adaptación del proyecto al ambiente y la comunidad. Estos factores son poco atendidos pero no menos importantes. Específicamente, se refieren al nivel general de los servicios sociales con que cuenta la comunidad, como escuelas (y su nivel), hospitales, centros recreativos, facilidades culturales y de capacitación de empleados y otros.

- Factores económicos, que se refieren a los costos de los suministros e insumos en esa localidad, como la mano de obra, las materias primas, el agua, la energía eléctrica, los combustibles, la infraestructura disponible, los terrenos y la cercanía de los mercados y las materias primas.

Consideraremos tres ciudades dentro de Chile como posibles locaciones de la planta, estas ciudades son Santiago, Puerto Montt y Chiloé.

Las calificaciones que se le asignarán a cada región según los distintos factores de localización se presentan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2: Calificación a asignar a los factores de localización de la planta

Calificación	Significado
2	Muy Bueno
1	Bueno
0	Normal
-1	Malo
-2	Muy Malo

A continuación se presenta la tabla resumen de los resultados del estudio de localización de la planta, donde se observan las calificaciones otorgadas a cada ciudad para cada factor de localización, con su respectiva nota final.

En la Tabla 4.3 se hace la comparación de las distintas ciudades con sus respectivas ventajas y desventajas y la calificación otorgada para cada una de estas.

Tabla 4.3: Selección de localización de la planta

Factores Relevantes	Peso Asignado	Santiago		Chiloé		Puerto Montt	
		Calificación	Calificación Ponderada	Calificación	Calificación Ponderada	Calificación	Calificación Ponderada
M.P. Disponible	0,33	-2	-0,66	1	0,33	2	0,66
M.O. Disponible	0,2	2	0,4	-1	-0,2	0	0
Costos de los insumos	0,25	2	0,5	0	0	1	0,25
Costos de la vida	0,07	-1	-0,07	-1	-0,07	1	0,07
Cercanía del mercado	0,15	2	0,3	-2	-0,3	1	0,15
Suma	1		0,47		-0,24		1,13

Según el método comparativo de ventajas y desventajas, la planta productora de Antioxidante y fibra a partir de *S. magellanicum* se debe localizar en la ciudad de Puerto Montt.

La encuesta realizada por el INE en el año 2012 durante los meses de abril, mayo y junio indican que la población de la provincia de Chiloé con 43.460 habitantes, mientras que la población de la comuna de Puerto Montt es de 228.118 habitantes y la provincia de Santiago tiene una población de más de 4.000 millones de habitantes, por lo que a mano de obra disponible a Santiago se le confiere mayor puntaje, seguida por Puerto Montt y el menor puntaje será para la ciudad de Chiloé.

Otro factor importante a considerar es la disponibilidad de materia prima, como ya se mencionó anteriormente el musgo *S. magellanicum* es un componente esencial de las turberas, por lo que se hace necesario saber la disponibilidad de estas turberas en las distintas ciudades que se están estudiando.

La superficie territorial de la provincia de Llanquihue, provincia a la que pertenece la ciudad de Puerto Montt es de 1.487.640 [ha], de las cuales son consideradas 54.621 [ha] humedales o suelos

ñadis, que han sido clasificados en 21.000 [ha] de turberas drenadas o siendo intervenidas para cambio de uso de suelo o bien cosechado el *S. magellanicum*, 11.203 [ha] de ñadis en descanso (fue intervenido y cosechado el *S. magellanicum*) y 22,418 [ha] con *S. magellanicum* pueden ser intervenidas en cualquier momento para la cosecha del musgo.

La superficie territorial de la provincia de Chiloé es de 918.150 [ha], de las cuales son consideradas 89.000 [ha] humedales o suelos ñadis, que han sido clasificados en turberas drenadas o siendo intervenidas para cambio de uso de suelo o bien cosechado el *S. magellanicum*, otros de ñadis en descanso (fue intervenido y cosechado el *S. magellanicum*) y con *S. magellanicum* pueden ser intervenidas en cualquier momento para su cosecha. Se debe considerar que en Chiloé gran parte de estas turberas están protegidas y está penada su extracción.

En la Provincia de Santiago no se ha registrado existencia de turberas por lo que en el ítem de materia prima disponible se le da el menor puntaje. Considerando también que es la provincia de Llanquihue es la que posee mayor cantidad de turberas, la ciudad de Puerto Montt es la que tendrá mayor puntaje en el ítem de materia prima disponible, seguida por Chiloé y Santiago tendrá el menor puntaje.

Santiago es una de las ciudades más caras de Chile en términos relativos, el valor promedio de los arriendos es de \$679.468, el que representa un 34,5 % del presupuesto y el valor total de la canasta es de \$1.969.533.

Por otro lado, Puerto Montt es una de las ciudades más baratas en términos de vivienda, ya que este ítem representa un 22,5% del presupuesto, mucho menor al 30% del promedio nacional. Se encarece eso si en educación y transporte, y el valor total de la canasta es de \$1.437.504.

No se han encontrado datos de costos de vida en Chiloé, pero tomando en cuenta que es una isla el transporte de todos los insumos se encarece al igual que el costo de la vida.

4.12 REFERENCIAS CAPÍTULO 4

Buxton, R. (2008). Sphagnum harvesting in New Zealand.34. [En línea]. En: Seminario Internacional Musgo *Sphagnum*. Puerto Montt, Chile,

Cartes F.M., y Salinas M.B. (2011). Resultados y lecciones en uso, manejo y protección del musgo *Sphagnum*: proyecto de innovación en XI Región de Aysén: Diversificación. Libro de Valorización.

FAO. (2007). Report on functional foods. In: Food Quality and Standards Service (on line). Available from: http://www.fao.org/ag/agn/agns/files/Functional_Foods_Report_Nov2007.pdf

FIA. (2005). Evaluación cualitativa y cuantitativa del musgo *Sphagnumsp.*, como forma de conocer su uso manejo y protección, en la comuna de Tortel, XI Región. Estudio de mercado: Análisis económico y de mercado del musgo *Sphagnummagellanicum* para su extracción en la comuna de Tortel, XI Región. Junio. Fundación para La Innovación Agraria (FIA). Centro Trapananda, Universidad Austral de Chile, Valdivia.

Fagalde, M. D. P., Solar, J. A. D., Guerrero B, M., y Atalah S, E. (2005). Factores de riesgo de enfermedades crónicas no transmisibles en funcionarios de una empresa de servicios financieros de la Región Metropolitana. Revista médica de Chile, 133(8), 919-928.

Lutz R, M. (2012). ¿PODEMOS HABLAR DE ALIMENTOS FUNCIONALES EN CHILE? Revista chilena de nutrición, 39(2), 211-216.

Muzzo B. S., y Mardones S. F. (2006). PLANES FUTUROS DE LAS REVISTAS DE NUTRICIÓN IBEROAMERICANAS. Revista chilena de nutrición, 32(3), 176-177.

Sapag, N., y Sapag, R. P. (2008). Preparación y evaluación de proyectos. Mc Graw Hill Interamericana, Chile.

Urbina, G. B. (2006). Formulación y evaluación de proyectos informáticos. Monterrey.

VITACEL®. (2011). Disponible en:<http://www.jrs.de/wSpanisch/produkte/vitacel.shtml>

5 SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESOS

En este capítulo se mostrarán las operaciones seleccionadas para la obtención de extracto de antioxidante a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*. Estas operaciones fueron elegidas a partir de las reportadas en la literatura siempre enfocándose en la naturaleza de la materia prima y las características del producto final, un extracto antioxidante y fibra 100% natural.

Existen diversas operaciones unitarias que podrían cumplir con los requerimientos del proceso ya que estas cumplen un mismo objetivo, por lo que se buscará la mejor alternativa según la información recopilada, las cuales serán descritas a continuación.

5.1 RECEPCIÓN DE LA MATERIA PRIMA

La recepción de la materia prima en la planta procesadora siempre debe ir acompañada de un registro de procedencias y las características de calidad de aquella. La alimentación de la materia prima a la línea de proceso puede realizarse manual o mecánicamente, de manera húmeda o en seco, la primera se emplea en productos que son muy sensibles a los daños mecánicos y la alimentación en seco se realiza con productos resistentes. En el caso del vaciado mecánico, la altura, inclinación y velocidad de vaciado controlan de acuerdo al tipo de producto. Muchos productos al llegar al área de recepción de la planta, requieren algún tratamiento especial para separar la porción comestible o deseada, por ejemplo, los chicharos y la piña. En el caso de musgo *Sphagnum magellanicum* se recepciona en sacos de musgo húmedo provenientes de las empresas y/o cooperativas que lo cosechan.

5.2 LIMPIEZA

La limpieza del musgo tiene como finalidad la eliminación de ramas, hojas, rastros de tierra, rastros de turba, huevo de insectos, larvas, residuos químicos y la eliminación de contaminantes, que constituyen un peligro para la salud o que son estéticamente desagradables.

Para que la limpieza sea eficiente debe permitir la mayor separación de contaminantes con el mínimo desperdicio del producto, evitar la re-contaminación del producto limpio, no lesionar de

mayor manera el producto, y algo muy importante, utilizar la menor cantidad de agua posible. Como el producto es natural, no se utilizará detergentes ni desinfectantes en esta etapa. La limpieza de productos vegetales como frutas, hortalizas, algas y musgo puede llevarse a cabo por dos métodos: limpieza en seco y limpieza en húmedo (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

5.2.1 Limpieza en seco

La limpieza en seco puede efectuarse mediante diversos métodos que incluyen tamizado, cepillado, aspirado y separación magnética. Entre las ventajas de la limpieza en seco sobresale que es relativamente barata y que la superficie del vegetal permanece seca. Sin embargo, tiene la desventaja de que no es muy efectiva como único método de limpieza.

El tamizado es una de las operaciones más usadas, ya que remueve contaminantes de distintos tamaños (mayores o menores que la materia prima) mediante el paso de las partículas más pequeñas a través de tamices o mallas con perforaciones de determinadas dimensiones. Es preciso advertir que su uso como método de limpieza en seco está restringido por factores como que la materia prima debe soportar la operación, ya que esta puede maltratar la materia vegetal poco firme (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

5.2.2 Limpieza en húmedo

La limpieza en húmedo puede efectuarse por diversos métodos, entre los cuales resultan más comunes la inmersión y la aspersion, aunque existen otros menos utilizados, como la flotación y la limpieza ultrasónica, entre otros. Las principales ventajas de este tipo de limpieza consisten en que elimina partículas y suciedad firmemente adheridas al producto, sin maltratar excesivamente su superficie, además de que permite el empleo de detergente y productos sanitarios, como los desinfectantes y otros, lo cual vuelve dicho método mucho más eficiente para la limpieza de la materia prima que cuando se realiza en seco (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

Sin embargo, la limpieza en húmedo también tiene algunas desventajas, como el empleo de grandes cantidades de agua, así como el hecho que deja húmeda la materia prima, cosa que en el caso de la limpieza del musgo no es una desventaja ya que luego de esta operación pasa inmediatamente a la etapa de reducción de tamaño.

El lavado por aspersión es el método de lavado más utilizado en la industria de frutas, hortalizas y algas, lo cual lo hace un método muy adecuado para el lavado del musgo dada las características de este. Consiste en hacer pasar la materia prima través de aspersores o duchas de agua a presión, lo que remueve eficientemente la suciedad y la arrastra con el agua, reduciendo la posibilidad de recontaminación. La eficiencia del lavado por aspersión depende de estos factores; presión del agua, temperatura del agua número de aspersores utilizados, la distancia entre la materia prima y el aspersor, y el tiempo de exposición de ésta a la aspersión.

Existen diversos equipos para el lavado por aspersión productos vegetales, pero el equipo que se utilizará es el tambor rotatorio para lavado por aspersión, el que esta esquematizado en la Figura 5.1.

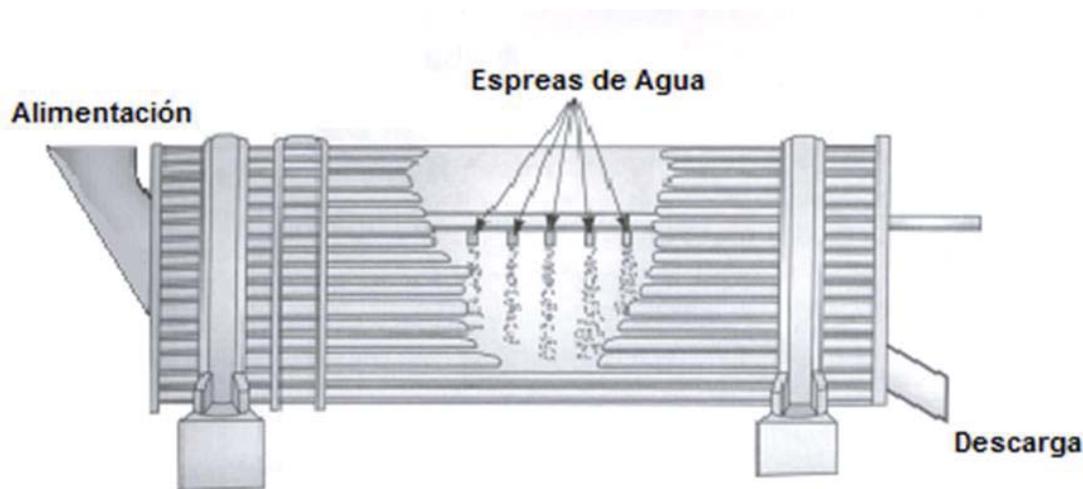


Figura 5.1: Tambor rotatorio para el lavado por aspersión del musgo *Sphagnum magellanicum*

5.3 REDUCCIÓN DE TAMAÑO

El término reducción de tamaño se aplica a todas las formas en las que las partículas de sólidos se pueden cortar o romper en piezas más pequeñas. Durante los procesos industriales, la reducción de tamaño se lleva a cabo por diferentes métodos y con distintos fines. La reducción del tamaño de las partículas también incrementa la reactividad de los sólidos; esto permite la separación por métodos mecánicos de ingredientes no deseados y reduce el tamaño del material fibroso para su fácil tratamiento, así como para facilitar el depósito de desperdicios.

Los sólidos pueden romperse de diversas maneras, pero por lo común solo se utilizan cuatro en los equipos de reducción de tamaño: compresión, impacto, frotación o rozamiento y corte. Un cascanueces, un martillo, una lima y un par de tijeras ejemplifican estos cuatro tipos de acción. En algunas ocasiones la reducción de tamaño resulta a partir de la frotación de una partícula con una o más de otras partículas o a partir del esfuerzo cortante intenso en el fluido de soporte. En general, la compresión se utiliza para la reducción gruesa de sólidos duros, dando lugar a relativamente a pocos finos; el impacto genera productos gruesos, medios o finos; la frotación produce productos muy finos a partir de materiales blandos no abrasivos. El corte da lugar a un tamaño definido de partícula y en algunas ocasiones también de forma definida, con muy pocos o nada finos (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

Los equipos para la reducción de tamaño se dividen en trituradores, molinos, molinos ultrafinos y máquinas de corte. Los trituradores realizan el trabajo pesado de romper las piezas grandes de materiales sólidos en pequeños pedazos. Las cortadoras producen partículas de tamaño y forma definidos de 2 a 10 [mm] de longitud.

Estas máquinas realizan su trabajo en forma muy diferente. Una acción de cortado es por supuesto una característica de cortadoras, trazadores y rajadores.

Debido a las características fisiológicas del musgo *Sphagnum magellanicum* como textura, humedad y densidad, se decide utilizar una máquina cortadora, estas son comunes en la industria agrícola y alimentarias. Existen diferentes disposiciones y modalidades en las que se comercializan.

5.3.1 Máquinas cortadoras

Algunos problemas que presenta la reducción de tamaño, es que algunas materias primas son muy duras o muy elásticas para romperse por compresión, impacto o frotación. En otro tipo de casos, la alimentación debe reducirse a partículas de dimensiones fijas. Estos requerimientos se pueden cumplir con máquinas llamadas granuladoras, las cuales producen piezas más o menos irregulares, y cortadores, las cuales producen cubos, cuadrados pequeños o diamantes. Estos dispositivos encuentran aplicación en muchos procesos de manufactura, pero están especialmente bien adaptados para problemas de reducción de tamaño en la fábrica de caucho y plásticos. Las

cortadoras de cuchillas rotatorias típicas contienen un rotor horizontal que gira a 200 a 900 [rpm] en una cámara cilíndrica. En el rotor están de 2 a 12 cuchillos volados con bordes de acero templado o estelita, pasando con espacios cerrados sobre 1 a 7 lechos estacionarios de cuchillos.

Las partículas de alimentación que entran desde arriba pueden cortarse varias veces antes de que sean lo suficientemente pequeñas para pasar a través de un tamiz situado en el fondo con aberturas de 5 a 8 [mm]. Otras cortadoras rotatorias y granuladores son similares en el diseño. (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

5.4 EXTRACCIÓN DE ANTIOXIDANTE

Para extraer el antioxidante de fuentes vegetales como *Sphagnum magellanicum*, existen diferentes procesos, a continuación se dan a conocer las características de los métodos más utilizados en la industria, para luego identificar cual es el proceso más conveniente según las características y calidad del producto final.

5.4.1 Extracción por solvente

La extracción de antioxidantes con solventes es uno de los procesos más utilizados a nivel industrial, en el cual se pone en contacto la materia vegetal con el disolvente orgánico, el cual extrae las partículas de antioxidante presentes en la materia vegetal. Luego el disolvente es eliminado por evaporación. Con el uso de disolventes orgánicos se extrae gran cantidad de antioxidante. Los solventes más utilizados son el metanol, etanol y acetona (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

5.4.2 Extracción en medio acuoso

El proceso de extracción en medio acuoso, utiliza solamente agua como medio, se basa en la solubilidad de los antioxidantes en agua, con ayuda de agitación es posible la extracción del antioxidante. Las condiciones de operación varían según las características de la materia vegetal. De estas condiciones las más importantes son: tiempo de extracción, razón sólido/agua, agitación, tamaño de partícula, pH y temperatura (McCabe, Smith y Harriott, 2007). En comparación con la extracción con solvente, en medio acuoso tiene las siguientes ventajas: menos daño proteico, el

medio no es contaminante, no causa daños a la salud, menos riesgo de incendio y explosión. Este proceso comúnmente es menos eficiente, pero dado el alto interés que han adquirido los aditivos naturales, la utilización solo de agua hace de este proceso el más adecuado para el producto que se desea comercializar y se realizara por la técnica de lixiviación por agotamiento de la materia prima. Esta lixiviación se realizará las etapas necesarias según lo obtenido de laboratorio.

5.4.3 Lixiviación

La lixiviación es la disolución preferente de uno o más componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente líquido. Esta operación unitaria es una de las más antiguas en la industria química.

Comúnmente las industrias metalúrgicas son la que más utilizan las operaciones de lixiviación. La mayoría de los minerales útiles se encuentran en forma de mezcla, con grandes proporciones de componentes indeseables; por eso, la lixiviación del mineral valioso es un método de separación que se aplica con mucha frecuencia en la gran mayoría de las mineras de nuestro país.

En la industria alimentaria muchos productos orgánicos naturales se separan de sus estructuras originales mediante lixiviación. Por ejemplo, el azúcar se separa con esta técnica de la remolacha utilizando agua caliente como solvente; los aceites vegetales se recuperan a partir de semillas, como la soya y de algodón mediante la lixiviación con disolvente orgánicos; el tanino se disuelve a partir de diferentes cortezas arbóreas mediante lixiviación con agua; en forma muy similar, muchos productos farmacéuticos se recuperan a partir de raíces y hojas de plantas; el té y el café se preparan domésticamente e industrialmente por operaciones de lixiviación (Treybal, 2000).

El éxito de una lixiviación y la técnica que se va a utilizar depende mucho del tratamiento previo que se le pueda dar al sólido. En algunos casos, las pequeñas partículas del material soluble están completamente rodeadas de una matriz de materia insoluble, por lo que es necesario disminuir el tamaño para aumentar el área de transferencia de masa (Treybal, 2000).

Los cuerpos vegetales y animales tienen una estructura celular, los productos naturales que se van a lixiviar a partir de estos materiales como el antioxidante del musgo *Sphagnum*, se encuentran

generalmente dentro de la célula. Si las paredes celulares permanecen intactas después de exposición a un disolvente adecuada, entonces en la acción de lixiviación interviene la osmosis del soluto a través de las paredes celulares. Este proceso puede ser lento (Treybal, 2000).

En el caso de muchos productos farmacéuticos, recuperados a partir de raíces, tallos y hojas vegetales, el material vegetal con frecuencia se seca antes de la lixiviación; esto favorece la ruptura de las paredes celulares y liberación del soluto mediante la acción directa del disolvente. Las semillas vegetales y los cereales, tal como la soya, se aplastan o se hacen hojuelas para obtener partículas de 0,15 a 0,5 [mm], cabe destacar que las células tienen un tamaño menor, pero se rompen bastante debido al proceso de formación de hojuelas, entonces los aceites se ponen más fácilmente en contacto con el disolvente (Treybal, 2000).

Otro parámetro importante en esta técnica es la temperatura. Por lo general se desea realizar la lixiviación a temperaturas lo más elevadas posible. Temperaturas elevadas producen la mayor solubilidad del soluto en el disolvente y, en consecuencia, concentraciones finales mayores en el licor de lixiviación. A temperaturas elevadas la viscosidad del líquido es menor y mayores las difusividades; esto incrementa la rapidez de lixiviación. En el caso de algunos productos naturales, las temperaturas muy elevadas pueden producir; pérdida, daño, deterioro químico e inactivación del producto de interés.

La operación de lixiviación tiene muchas modalidades. Puede ser realizada por lotes o semilotes (estado no estacionario) y también en condiciones totalmente continuas (estado estacionario). En cada categoría se encuentran equipos del tipo de etapas y de contacto continuo. Se utilizan técnicas principales de manejo: la aspersion o goteo del líquido sobre el sólido y completa inmersión del sólido en el líquido. En cualquier caso, la elección del equipo que se va a utilizar depende bastante de la forma física de los sólidos, de las dificultades y costos de manejo. En muchos casos, esto ha llevado al uso de equipos muy especializados en ciertas industrias.

Operaciones en estado estacionario incluyen aquellas en que los sólidos y los líquidos se ponen en contacto únicamente en forma de lotes, como la que se utilizará en la extracción de antioxidante y también aquellas en que un lote del sólido se pone en contacto con una corriente que fluye continuamente del líquido (método de semilote). Las partículas sólidas gruesas generalmente se

tratan en lechos fijos mediante métodos de percolación, mientras que los sólidos finalmente divididos, que pueden mantenerse más fácilmente en suspensión, pueden dispersarse en todo el líquido con la ayuda de algún tipo de agitador.

5.5 FILTRACIÓN

La filtración es la separación de partículas sólidas desde un fluido, mediante el paso del fluido a través de un medio filtrante o pared separadora sobre el que se depositan los sólidos. Las filtraciones industriales van desde un simple colador hasta separaciones altamente complejas. El fluido puede ser un líquido o un gas, y la corriente valiosa procedente del filtro puede ser el fluido, los sólidos o ambos productos. En algunos casos ambas corrientes carecen de valor, como el caso de la separación de sólidos residuales de un fluido residual antes de su vertido. En la filtración industrial el contenido del sólido puede fluctuar desde trazas hasta un contenido muy elevado. Con frecuencia la alimentación se modifica de alguna forma mediante un pretratamiento, a fin de aumentar la velocidad de filtración por medio del calentamiento, recristalización o una ayuda filtrante como tierra de diatomeas (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

La mayoría de los filtros industriales son filtros a presión, a vacío o separadores centrífugos. Pueden funcionar en modalidad continua o discontinua, dependiendo de la forma en que se realiza la descarga continua o intermitente.

5.5.1 Filtración por membrana

La asociación entre membrana y filtración permitió en adelante desarrollar técnicas de filtración de líquidos, en las cuales la transferencia de materia se produce bajo el efecto de un gradiente de presión. Estas técnicas son la Microfiltración, la Ultrafiltración, la Nanofiltración y la Osmosis inversa. Estas cuatro técnicas se llevan a cabo en un modo de filtración tangencial, es decir, cuando el líquido a filtrar circula de manera permanente y con cierta velocidad a lo largo de la superficie de la membrana lo que permite evitar la acumulación de material (torta en la superficie de la membrana) (Guizard, 1999). Distintos principios de filtración por membrana se muestran en la Figura 5.2.

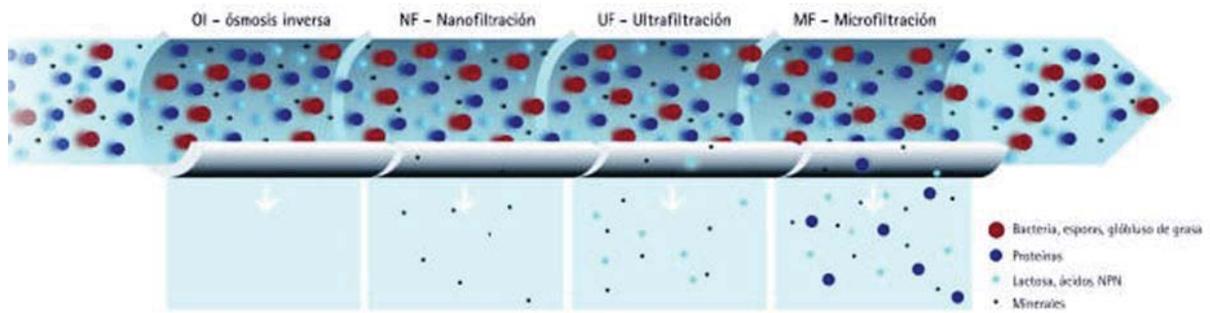


Figura 5.2: Muestra de los distintos procesos de filtración por membrana basados en el tamaño de partícula

Clasificación general de las operaciones de membrana

Microfiltración (MF): Este tipo de membranas poseen un tamaño de poro mayor de 50 [nm]. El rango de presiones de operación está por debajo de las 2 atmósferas. La microfiltración es usada principalmente para separar substratos, concentrar biomasa, tratamiento y depuración de agua.

Ultrafiltración (UF): Esta membrana posee un tamaño de poro entre 50 y 2 [nm]. El rango de presiones de operación está entre 4 y 8 atmósferas. La ultrafiltración es utilizada para separar principalmente macromoléculas como, contaminantes microbiológicos, coloides (proteínas) y en general moléculas de gran tamaño. En algunos otros casos puede utilizarse como pretratamiento antes de la nanofiltración o de la ósmosis inversa.

Nanofiltración (NF): Este tipo de membranas poseen un tamaño de poro menor de 2 [nm]. El rango de presiones de operación está entre 5 a 40 atmósferas. La nanofiltración permite separar los azúcares de otras moléculas orgánicas, así como sales minerales multivalentes de moléculas orgánicas, y sales multivalentes de las monovalentes, debido a los efectos de exclusión iónica y estérica, tratamiento de agua en general.

Ósmosis inversa: Esta membrana posee el nivel más fino de la filtración, pues no posee poros. Actúa como una barrera selectiva a todos los iones disueltos y a moléculas orgánicas con un peso molecular superiores a 100 [Da]. En cambio las moléculas de agua pasan libremente a través de la membrana.

Dada la naturaleza del producto a comercializar se realizarán dos etapas de filtración, una Ultrafiltración que retiene los sólidos mayores, la que ayuda a evitar la saturación rápida de la membrana de Nanofiltración de la siguiente etapa. Estas dos operaciones serán detalladas más a fondo a continuación.

5.5.2 Ultrafiltración

La ultrafiltración es una operación de separación que se basa en el paso selectivo de moléculas de un líquido a través de una membrana. El principio de la operación es la separación por tamaño, dependiendo del tamaño de la molécula y del tamaño del poro de la membrana se concentrarán las moléculas de mayor peso molecular en el retenido y aquellas de bajo peso molecular pasarán al permeado. Sin embargo, en la práctica existen otras variables que influyen en la separación. La Figura 5.3 muestra un módulo de ultrafiltración con una corriente de alimentación (A), una corriente de retenido (R) que no atraviesa la membrana y una corriente de permeado que pasa a través de la membrana (P).

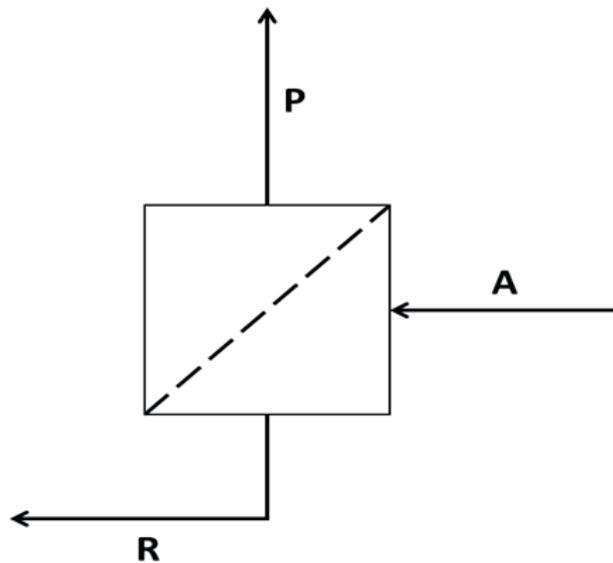


Figura 5.3: Configuración de módulo de ultrafiltración: A es la corriente de alimentación; R es la corriente de retenido y P es la corriente de permeado.

Una de las principales variables de operación en la ultrafiltración es la diferencia de presión a través de la membrana la cual es la fuerza impulsora del líquido y está compuesta por la diferencia de presión transmembrana y por la diferencia de presión osmótica transmembrana. En la ultrafiltración se suele considerar que la acumulación de los solutos que contribuyen mayoritariamente a la presión osmótica es muy baja y ende la diferencia de presión osmótica sería despreciable. Las presiones de operación utilizadas típicamente van desde 4 a 8 atmosferas (Gradison y Lewis, 1996).

5.5.3 Nanofiltración

La nanofiltración (NF) es una técnica que combina características de ultrafiltración y ósmosis inversa, pues su mecanismo de separación se basa tanto en diferencias de tamaños, propio de la ultrafiltración, como en el modelo de disolución difusión, tal como ocurre en ósmosis inversa.

La NF es una operación de media baja presión, que deja pasar solo las partículas de tamaño menores de 1 nanómetro (10 \AA), de aquí el término de nanofiltración. Las membranas de nanofiltración operan en rangos más altos de corte de peso molecular (300 a 500 [g/mol]) que las de osmosis inversa, mientras que las membranas de osmosis inversa son menos permeables que las de nanofiltración. Otra propiedad de las membranas de nanofiltración es la ligera carga superficial que poseen. La interacción de la carga juega un papel importante, y este principio sirve para separar iones de diferente valencia (Guizard, 1999).

La selectividad de las membranas de nanofiltración depende de la naturaleza química del material polimérico del que están compuestas. Algunos polímeros pueden ser hidrófobos o hidrófilos, las membranas más recomendables para trabajar con disoluciones acuosas son las que presentan características hidrófilas, puesto que membranas con características hidrofóbicas tienden a ensuciarse más rápidamente.

A continuación en la Tabla 5.1 se nombran algunos usos que se les da a las técnicas de Ultrafiltración y Nanofiltración actualmente en la industria alimentaria, metalúrgica, farmacéutica y en el tratamiento de agua y residuos.

Tabla 5.1: Usos de ultrafiltración y nanofiltración en la industria

Ultrafiltración	Nanofiltración
La industria de productos lácteos (leche, queso)	La eliminación de pesticidas de las aguas subterráneas.
Aclaramiento de zumos de frutas, vinos y cerveza.	La eliminación de metales pesados de las aguas residuales.
Separación de bacterias del agua (tratamiento biológico de aguas residuales).	Reciclaje de aguas residuales en lavanderías.
Tratamiento de efluentes.	Aclaramiento de zumos de frutas, vinos y cerveza.
La industria del metal (separación de emulsiones agua/aceite, tratamiento de pinturas)	Eliminación de nitratos.
La industria alimentaria (Separación de proteínas)	Ablandamiento del agua.
Separación sólido-líquido para farmacias e industrias alimentarias.	Purificación de ácidos orgánicos.

5.6 EVAPORACIÓN

El objetivo de la evaporación es concentrar una solución. Consistente en un soluto no volátil y un solvente volátil. Esta se realiza vaporizando una parte del solvente, que en este caso es agua, para producir una solución concentrada de licor espeso. Difiere del secado en que el residuo es un líquido en vez de un sólido; difiere de la destilación en que el vapor es generalmente un solo componente y, aun cuando el vapor sea una mezcla, en la evaporación no se intenta separar el vapor en fracciones; difiere de la cristalización en que su interés reside en concentrar una solución y no en formar cristales (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

En la evaporación, por lo general, el producto valioso es el líquido concentrado (licor espeso) mientras que el vapor se condensa y/o se desecha.

Aunque la solución de alimentación que entra como licor a un evaporador puede estar suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración la solución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólidos hasta que la solución se transforma

en saturada o el licor se vuelve demasiado viscoso para una transferencia de calor adecuada. La ebullición continuada de una solución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar, pues de lo contrario los tubos se obstruyen. La temperatura de ebullición de la solución puede también aumentar en forma considerable al aumentar el contenido de sólidos, de modo que la temperatura de ebullición de una solución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión.

Siempre que es posible, los evaporadores se construyen con algún tipo de acero. Sin embargo, muchas soluciones atacan a los metales ferrosos y se produce contaminación. En estos casos se utilizan materiales especiales tales como cobre, níquel, acero inoxidable, aluminio, grafito y plomo.

Los requisitos para una óptima evaporación incluyen:

- 1 Adecuada transferencia de calor: La tasa de transferencia de calor determina el tiempo que se requiere para llevar a cabo la evaporación. La transferencia de calor de la evaporación depende de factores tales como el tipo líquido que se quiere concentrar (propiedades físicas), del tipo de evaporador que se utiliza (la eficiencia de diseño), y el tamaño de la superficie de transferencia de calor.
- 2 Eficiente separación líquido-vapor: La separación del vapor evaporado del líquido es fundamental para el diseño del evaporador eficiente.
- 3 El uso eficiente de energía: El evaporador debe utilizar por completo todo calor disponible proveniente de todas las fuentes de energía. Esto se hace usualmente por medios tales como la recuperación de flujos de residuos calientes para el precalentamiento de alimentación; evaporación multiefecto, donde se utilizan los vapores creados en una etapa a otra etapa de calentar, y esquemas de recompresión térmica, para mejorar el contenido de energía de los vapores creado durante la evaporación.
- 4 Tratamiento con productos adecuados: Algunos productos líquidos alimenticios presentan ciertos problemas específicos con el evaporador, por lo que se deben tratar para garantizar la concentración óptima. Por ejemplo, la necesidad de una operación higiénica plantea el uso de ciertos materiales específicos de construcción en el diseño del evaporador. Además, la sensibilidad al calor de la mayoría de los alimentos impone una restricción en las fuerzas de

conducción de la temperatura y los tiempos de holdup de productos en el evaporador (Heldman y Lund, 1992).

La mayoría de los evaporadores se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. El material a evaporarse fluye dentro de los tubos. Generalmente el vapor es de baja presión, y con frecuencia el líquido que hierve se encuentra a un vacío moderado. Al reducir la temperatura de ebullición del líquido, aumenta la diferencia de temperatura entre el vapor y el líquido en ebullición y, por lo tanto, aumenta la velocidad de transferencia de calor en el evaporador (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

Para este proceso se utilizará un evaporador de efecto múltiple, ya que de esta manera aumenta la evaporación por kilogramo de vapor de agua utilizando una serie de evaporadores entre el suministro de vapor y el condensador.

Los evaporadores se pueden operar como unidades con un paso o como unidades de circulación. En este caso se pretende trabajar en la operación con un paso, ya que el líquido de alimentación pasa una sola vez a través de los tubos, libera el vapor y sale de la unidad como solución concentrada (o licor espeso). Toda la evaporación tiene lugar en un solo paso. La relación de evaporación a alimentación está limitada en una unidad de un solo paso, por lo tanto, estos evaporadores se adaptan bien a la operación de múltiple efecto, donde la concentración total puede conseguirse en varios efectos. Además los evaporadores con un solo paso son especialmente útiles para materiales sensibles al calor. Al operar a vacío elevado, es posible mantener baja la temperatura del líquido. Un solo paso rápido a través de los tubos, la solución concentrada está a la temperatura de evaporación, pero solamente durante un corto periodo, y puede enfriarse rápidamente en cuanto sale del evaporador.

La concentración de materiales altamente sensibles al calor, como lo es el concentrado de antioxidante, requieren un tiempo mínimo de exposición a una superficie caliente. Para conseguir este efecto se utilizaran evaporadores de película descendente de un solo paso, en los que el líquido entra por la parte superior, desciende por el interior de los tubos calentados con vapor de agua, como una película y sale por el fondo. El vapor procedente del líquido generalmente es arrastrado hacia abajo con el líquido y sale por el fondo de la unidad. Estos evaporadores parecen

largos intercambiadores tubulares verticales con un separador de líquido y vapor en el fondo y un distribuidor de líquido en la parte superior.

5.7 CENTRIFUGACIÓN

Desde la antigüedad, el hombre ha usado separaciones mecánicas para la clarificación del vino, el desnatado de la leche, el lavado del oro, la elaboración de aceites vegetales tal como el aceite de palma, etc. Es característico de este simple método, la separación mediante sedimentación por gravedad. Usando centrífugas, la gravedad es sustituida por la fuerza centrífuga. En las centrífugas actuales se genera una fuerza centrífuga de hasta diez mil veces la fuerza de gravedad.

La separación por medio de centrífugas es llevada a cabo de forma más rápida y eficiente que usando la sedimentación por gravedad. En muchos procesos, la separación mecánica es responsable de la calidad de los productos finales, eficiencia de la producción y compatibilidad con el medio ambiente.

Para la elaboración del extracto líquido concentrado de antioxidante y fibra a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*, un punto clave es la separación entre líquidos y sólidos que se realiza a través de decantación natural o centrifugación. La selección del equipo de separación más adecuado es crucial para la rentabilidad de la planta. La producción al nivel industrial debería ser de forma continua que favorece al uso de centrífugas como el decanter. Los decanters son utilizados para la separación continua de sólidos suspendidos en líquidos, clarificación de líquidos, extracción de aceite, etc. Las centrífugas decanter representan un costo de inversión elevado en comparación con la decantación natural. Este costo será amortizado por el reducido consumo de agua y vapor, asimismo el costo reducido por tanques bombas, etc.

La parte esencial de un decanter es el rotor, el cual consiste en un tambor cilíndrico cónico, con tornillo sinfín transportador incorporado, que gira con una velocidad diferencial. El rotor está accionado por un motor eléctrico. Ambos se unen a través de poleas y correas. El producto entra al rotor a través de un tubo de alimentación central. Gracias a las boquillas de salida (toberas) situadas en el cuerpo del sinfín, el producto pasa al tambor, dónde tiene lugar la separación por

fuerza centrífuga. En el decanter el producto se separa en una fase líquida y una fase sólida. Finalmente, el tornillo sinfín transporta los sólidos a la parte cónica para su descarga.

5.8 SECADO

El secado de un sólido consiste en separar pequeñas cantidades de agua u otro líquido de un material sólido con el fin de reducir el contenido de líquido residual hasta un valor aceptablemente bajo. El secado es por lo común la etapa final de una serie de operaciones y, con frecuencia, el producto que se extrae de un sector está listo para ser empaquetado.

Los equipos de secado se clasifican en:

- 1 Secadores directos o adiabáticos: Secadores en los que el sólido se encuentra directamente expuesto a una gas caliente (por lo general aire).
- 2 Secadores indirectos o no adiabáticos: Secadores en los que el calor es transferido al sólido desde un medio externo, como vapor de agua condensante, generalmente a través de una superficie metálica con la que el sólido está en contacto.
- 3 Secadores directos-indirectos: Secadores que son calentados por energía dieléctrica, radiante o de microondas.

Debido a la gran variedad de materiales que se secan en equipos comerciales y a los muchos tipos de equipos que se utilizan, no existe una sola teoría de secado que comprenda todos los materiales y tipos de secadores. Las variaciones posibles en forma y tamaño de los materiales, de los equilibrios de humedad, de los mecanismos del flujo de humedad a través del sólido, así como en el método de transferencia de calor que se requiere para la vaporización, impiden que exista un tratamiento unificado. Los fundamentos generales que se utilizan en forma semicuantitativa se consideran confiables. Los usuarios rara vez diseñan los secadores, más bien se adquieren a compañías especializadas en la ingeniería y fabricación de este tipo de equipos (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

El secado continuo ofrece las siguientes ventajas: generalmente el equipo necesario es pequeño en comparación con la cantidad de producto; la operación se integra fácilmente con la fabricación

química continua, sin necesidad del almacenamiento intermedio; el producto tiene un contenido más uniforme de humedad, y el costo de secado por unidad de producto es relativamente pequeño.

Para este proceso se propone utilizar un secador spray, el cual es ampliamente utilizado en la industria procesadora de alimentos. En este tipo de secadores se transporta un sólido húmedo pulverizado durante pocos segundos en una corriente de gas caliente. El secado tiene lugar durante el transporte. La velocidad de transmisión de calor desde el gas hacia las partículas de sólidos suspendidos es elevada y el secado es rápido, de forma que no se requieren más de 3 o segundos para evaporar toda la humedad del sólido.

5.9 PASTEURIZACIÓN

La pasteurización es un proceso tecnológico que se lleva a cabo mediante el uso de calor. Es un tratamiento térmico suave, aspecto que lo diferencia de la esterilización, mucho más intenso. Su principal objetivo es la eliminación de patógenos en los alimentos para alargar su vida útil. La pasteurización emplea temperaturas bajas pero que aseguran la eliminación de patógenos, aunque algunos puedan aguantarlas y resistirlas. El valor nutricional de los alimentos y sus características organolépticas no se ven tan alteradas.

La intensidad en la que se desarrolla el tratamiento de pasteurización viene determinada por el microorganismo más resistente. Hay dos tipos de procesos de pasteurización: el primero es el que somete el producto a altas temperaturas en un breve periodo de tiempo y se usa en los líquidos a granel como la leche, zumos de fruta o cerveza. El segundo tratamiento, denominado ultra-altas temperaturas (UHT), es un proceso de flujo continuo y la temperatura utilizada es más elevada que en el primer proceso, puede rondar los 138°C durante un periodo de dos segundos. Es adecuado para alimentos líquidos un poco ácidos, como los zumos de frutas y zumos de verduras. (McCabe, Smith y Harriott, 2007).

Con el fin de asegurar la calidad del extracto líquido de antioxidante concentrado se realizara una pasteurización para eliminar cualquier microorganismo existente en él.

5.10 REFERENCIAS CAPÍTULO 5

Gradison, A., y Lewis, M. (1996). Separation Processes in the Food and Biotechnology Industries.

Guizard, C. (1999). Técnicas Membranarias de Filtración de Líquidos. Micro-, Ultra-, Nanofiltración y Osmosis Inversa.

Heldman D, R., y Lund D, B. (1992). Handbook of Food Engineering (Marcel Dekker, Inced.). New York.

McCabe, W., Smith, J., y Harriott, P. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química. (7° ed). Ciudad de México: McGraw-Hill Interamericana.

Treybal, R. (2000). Operaciones de Transferencia de Masa. (2 ed). Ciudad de México: McGraw-Hill.

6 BALANCES DE MATERIA

Una vez realizada la síntesis y selección de proceso se realizan los balances de masa necesarios para la obtención del extracto líquido concentrado de antioxidante y fibra dietética purificada.

Este capítulo tiene como objetivo determinar las características y magnitudes de todas las corrientes que poseerá la planta, para así poder estimar la cantidad de agua necesaria a utilizar y las corrientes de salida que existen en cada parte del proceso de acuerdo a la eficiencia a la que trabaja cada equipo.

En el estudio de mercado se determinó que la cantidad a procesar de musgo es de 2.000 [ton/mes], cifra que se determinó en base a las exportaciones mensuales del musgo seco de nuestro país, de manera tal de poder mantener una producción continua, considerando que durante el año 2012 la mínima cantidad exportada de musgo seco mensual fue de 209,49 [ton], por lo que se considerará que la mitad de la cantidad exportada en el mes con menor exportación será la cantidad a procesar.

En el balance de masa se verán las características de cada corriente en la producción de antioxidante líquido concentrado con un 20% en peso y de fibra dietética purificada con un 10% de humedad. En la Figura 6.1 se observa el diagrama de flujo del proceso para la obtención de estos productos.

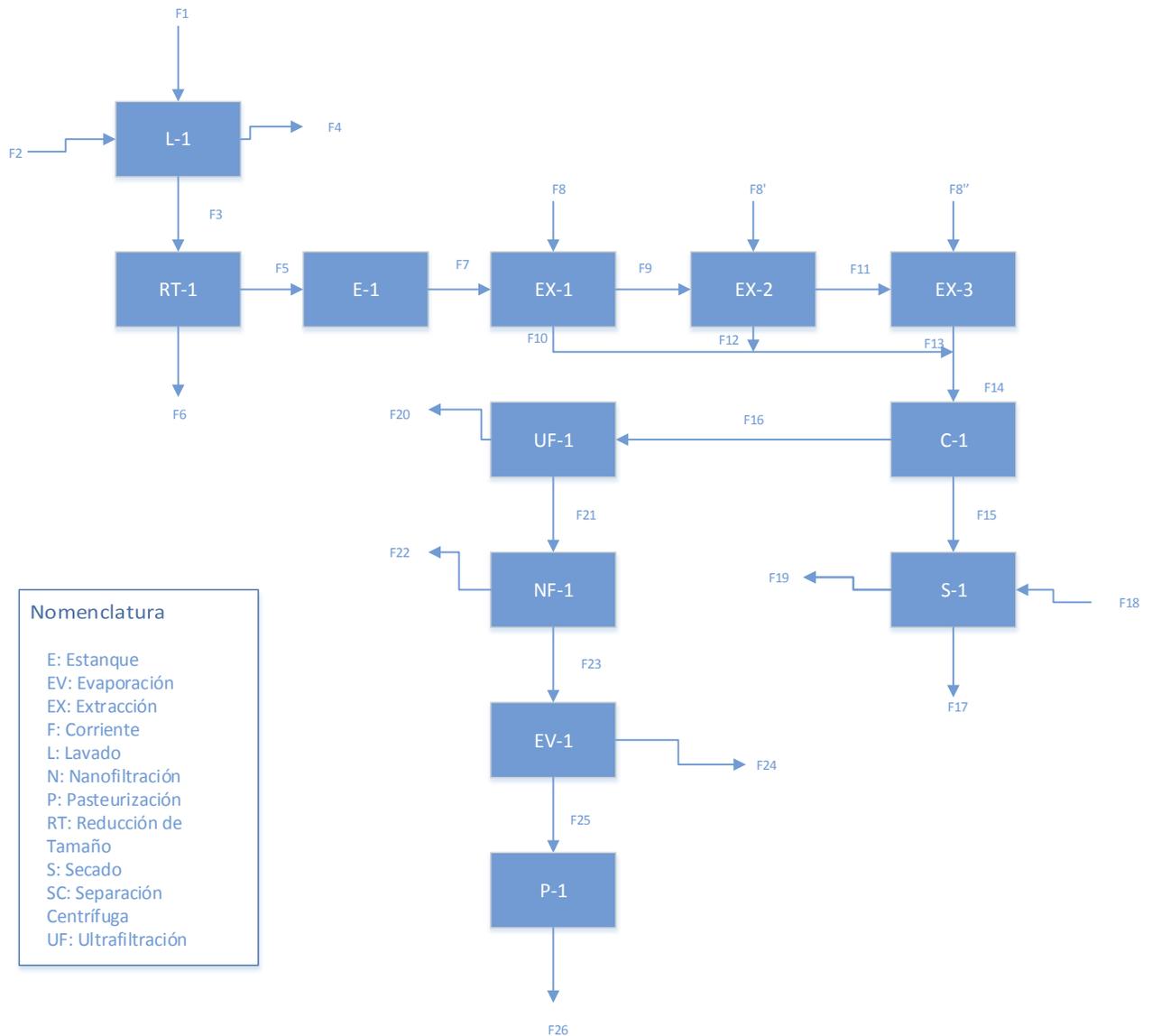


Figura 6.1: Diagrama del Proceso

6.1 FLUJO DE ALIMENTACIÓN

El balance de masa se realizará en base a la cantidad exportada de musgo *Sphagnum magellanicum* durante el año 2012, como se vio en el capítulo 4, en la sección 4.10. Se tomará en cuenta que la planta operará por turnos de 8 [h], siendo dos turnos diarios los que se realizarán de lunes a viernes.

Tomando en cuenta que un año tiene cincuenta y dos semanas, y que cada semana tiene cinco días hábiles, se calculan los días hábiles en el año es que se trabaja.

$$\text{Días hábiles al año} = 52 \cdot 5 = 260 \text{ [días]}$$

Considerando los días hábiles que se trabajará en la planta, las horas de los turnos y la cantidad de musgo a procesar al mes, se calcula el flujo másico a procesar de musgo por hora.

$$m_{\text{musgo}} = 2.000 \left[\frac{\text{ton}}{\text{mes}} \right] \cdot \frac{1.000[\text{kg}]}{1 [\text{ton}]} \cdot \frac{12 [\text{mes}]}{260[\text{días}]} \cdot \frac{1 [\text{días}]}{16 [\text{h}]} = 5.769,23 \left[\frac{\text{kg musgo húmedo}}{\text{h}} \right]$$

6.2 PRETRATAMIENTO DEL MUSGO

El pretratamiento del musgo corresponde a una serie de operaciones orientadas a facilitar la extracción del antioxidante y fibra. En la Figura 6.2 se puede apreciar el esquema de esta etapa del proceso, la que incluye los equipos y corrientes involucradas.

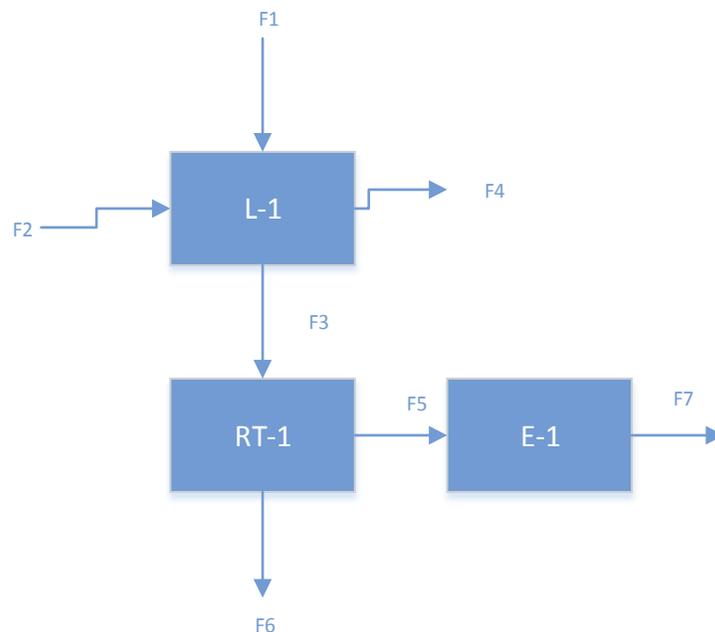


Figura 6.2: Diagrama de bloques del Pre-tratamiento

6.2.1 Lavado

Dado a que el musgo proviene directamente de la cosecha, se encontrará mezclado con impurezas como hojas, piedras, ramas, insectos, etc. Es por esta razón que antes de procesar el musgo para convertirlo en extracto de antioxidante y fibra, debe pasar por una etapa de limpieza.

Considerando que la cosecha del musgo se hace manualmente, se estimará que un 97% de la masa descargada de los camiones corresponderá a musgo fresco sucio, mientras que el 3% restante corresponderá a impurezas (en base húmeda), las que serán removidas en el equipo L-1 con un 95% de eficiencia.

En forma general, el flujo másico de cualquier compuesto dentro de una corriente de proceso se calcula de acuerdo a la Ecuación:

$$F_{ni} = F_n \cdot X_{ni}$$

Ecuación 6.1

Donde:

F_{ni} : Flujo másico del compuesto "i" en la corriente F_n [kg/h]

F_n : Flujo másico de la n-ésima corriente [kg/h]

X_{ni} : Fracción másica del "i" en la corriente F_n

Luego se determina el flujo másico de impurezas y musgo limpio en la corriente F_n utilizando la Ecuación 6.1.

$$5.769,23 \left[\frac{kg \text{ musgo sucio}}{h} \right] \cdot 0,03 = 173,08 \left[\frac{kg \text{ impurezas}}{h} \right]$$

$$5.769,23 \left[\frac{\text{kg musgo sucio}}{h} \right] \cdot 0,97 = 5.596,15 \left[\frac{\text{kg musgo limpio}}{h} \right]$$

Se considera que para lavar 1 [kg] musgo sucio húmedo es necesario utilizar 10 [kg] de agua, lo cual se determinó en base al trabajo experimental.

Tomando en cuenta que el musgo sucio que inicia el proceso tiene un 92,5% de humedad y la propiedad del musgo de absorber agua al entrar al proceso de lavado, el musgo aumenta su humedad en un 4% aproximadamente, por lo que la masa de musgo con absorción de musgo es de

$$\frac{5.596,15 \left[\frac{\text{kg musgo limpio}}{h} \right] * 0,965}{0,925} = 5.838,15 \left[\frac{\text{kg musgo limpio con absorción de agua}}{h} \right]$$

Como en este proceso tiene un 97% de eficiencia y asumiendo que las impurezas también absorben agua en un 4%, se calcula la cantidad de impurezas que quedan en el musgo limpio luego de haber pasado por el equipo L-1 utilizando la Ecuación 6.2.

$$F_{2i} = F_{1i} \cdot (1 - E_{L-1}) \cdot A$$

Ecuación 6.2

Donde:

F_{2i} : Flujo másico del compuesto "i" que queda en la corriente F3 [kg/h]

F_{1i} : Flujo másico del compuesto "i" en la corriente F1 [kg/h]

E_{L-1} : Eficiencia del equipo el equipo L-1

A: Fracción de agua absorbida por las impurezas.

Reemplazando en la ecuación se obtiene:

$$\frac{(173,08 \left[\frac{\text{kg impurezas}}{h} \right] \cdot 0,03) \cdot 0,965}{0,925} = 5,42 \left[\frac{\text{kg impurezas en el musgo}}{h} \right]$$

Por lo que la cantidad de impurezas removidas después del lavado es de:

$$\begin{aligned} 173,08 \left[\frac{\text{kg impurezas}}{h} \right] - 5,42 \left[\frac{\text{kg impurezas en el musgo}}{h} \right] \\ = 167,66 \left[\frac{\text{kg impurezas removidas}}{h} \right] \end{aligned}$$

En la Tabla 6.1 se muestra un resumen de las corrientes de entrada y salida del proceso de lavado.

Tabla 6.1: Resumen de flujos de entrada y salida del proceso de Lavado.

Corriente	Composición	[kg/h]
F1	Musgo Sucio	5.769,23
F2	Agua de Lavado	55.961,54
F3	Musgo Limpio	5.843,57
F4	Agua de Lavado + Impurezas	55.887,20

6.2.2 Reducción de tamaño

Durante el proceso de reducción de tamaño del musgo se tomará en cuenta que el equipo a utilizar debe poseer la capacidad suficiente para poder llevar la corriente de alimentación hasta un tamaño adecuado, para que esta pueda ser ingresada posteriormente a la etapa de extracción.

La entrada de alimentación, deberá tener una capacidad de entrada de 5.843,57 [kg/h], que es el flujo que sale de musgo limpio después de la etapa de lavado.

Se considerará que parte de la materia prima se perderá debido a incrustaciones en la cortadora, esta pérdida será de aproximadamente de un 2% del musgo húmedo, por lo que de esta etapa se

considera que saldrán 5.721,39 [kg de musgo limpio y molido/h] como se ve en la siguiente ecuación:

$$5.838,15 \left[\frac{\text{kg musgo limpio}}{h} \right] \cdot 0,98 = 5.721,39 \left[\frac{\text{kg musgo limpio y molido}}{h} \right]$$

$$5,42 \left[\frac{\text{kg impurezas}}{h} \right] \cdot 0,98 = 5,31 \left[\frac{\text{kg impurezas molida}}{h} \right]$$

$$5.838,15 \left[\frac{\text{kg musgo limpio}}{h} \right] + 5,42 \left[\frac{\text{kg impurezas}}{h} \right] - 5.721,39 \left[\frac{\text{kg musgo limpio y molido}}{h} \right] - 5,31 \left[\frac{\text{kg impurezas molida}}{h} \right] = 116,87 \left[\frac{\text{kg perdidos de musgo limpio}}{h} \right]$$

La Tabla 6.2 resume todos los flujos del proceso de reducción de tamaño.

Tabla 6.2: Resumen de flujos en la reducción de tamaño

	Composición	[kg/h]
F3	Musgo Limpio	5.843,57
F5	Musgo Limpio Molido	5.726,70
F6	Pérdida de Musgo	116,87

Almacenamiento (E1)



Figura 6.3: Esquematización del almacenamiento

En la etapa de almacenamiento como muestra la Figura 6.3, se ingresa la corriente de producto proveniente del cortador F5 y se almacena durante un periodo de 4[h], todo esto con la finalidad de darle continuidad al proceso de extracción. Esta corriente se representa en forma continua,

pero su descarga hacia los extractores se realiza de forma semicontinua. Desde este estanque se retira continuamente la corriere F7, la cual es de 17.180,09 [kg] cada 3 [h], lo que para efectos de cálculos es de 5.726,70 [kg/h] de manera de operar la planta a nivel global en forma continua.

6.3 EXTRACCIÓN DEL ANTIOXIDANTE

6.3.1 Extractores

En la Figura 6.4 se muestra la etapa de extracción del antioxidante del musgo. Se considerará que entra a los extractores todo el musgo proveniente del estanque de almacenamiento F7.

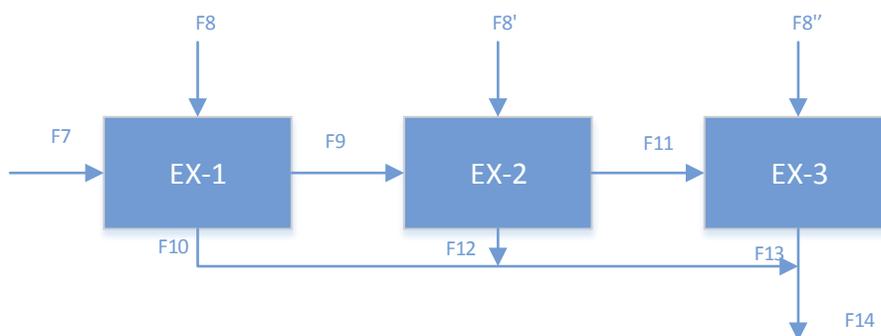


Figura 6.4: Esquematación del proceso de extracción de antioxidante

La extracción se hará por el método de lixiviación, en la cual se considerará agregar agua en la razón 1:4 (musgo-agua), razón de agua necesaria para una extracción efectiva del antioxidante que se determinó de manera experimental y cuyos resultados se encuentran en capítulo 3, apartado 3.4.2. Por lo que al alimentar 5.726,70 [kg/h] de musgo húmedo al extractor 1 se utilizará 17.180,09[kg/h] de agua a 60 [°C] para la extracción provenientes de F8. A partir del sólido gastado en el extractor 1, se alimentará 5.714,10 [kg/h] de musgo húmedo al extractor 2, utilizándose 17.142,29 [kg/h] de agua proveniente de F8' para la segunda extracción. Posteriormente, con el sólido gastado en la extracción anterior, se alimentarán 5.707,24 [kg/h] de musgo húmedo al extractor 3, el cual utilizará 17.121,72 [kg/h] de agua proveniente de F8''.

Se considerará para esta etapa la utilización de tres extractores de la misma capacidad, los cuales trabajarán en serie. En cada extractor la corriente de extracto líquido de antioxidante se separa y

se une con las otras corrientes con extractos de antioxidantes en una corriente en común F14 la cual deriva a la centrifuga. Por otro lado, el musgo permanecerá dentro de los extractores después de tres etapas de extracción, para luego ser llevado a la centrifuga por la corriente F13.

Considerando los datos obtenidos por el trabajo experimental en el laboratorio, se determinó que en la primera etapa de extracción se consigue extrae un 0,22% de sólidos que se consideran antioxidantes, de la segunda etapa se extrae un 0,12% de sólidos y en la tercera etapa se extrae también un 0,12% de sólidos.

Con la Ecuación 6.3 se calcula la cantidad de extracto en cada etapa de extracción:

$$E = M \cdot e$$

Ecuación 6.3

Donde:

E: Cantidad de extracto.

M: Cantidad de musgo que entra al extractor.

e: Porcentaje de extracción.

Luego se determina la cantidad de musgo húmedo que entra a la siguiente etapa de extracción con la Ecuación 6.4

$$\begin{aligned} & \text{musgo humedo que sale del extractor} \\ & = \text{musgo humedo que entra al extractor} - \text{antioxidante extraido} \end{aligned}$$

Ecuación 6.4

Se determina la masa de extracto, musgo húmedo y agua de igual manera para los tres extractores utilizando las Ecuaciones 6.3 y 6.4.

Los flujos de esta etapa de extracción se pueden ver en la Tabla 6.3.

Tabla 6.3: Corrientes de etapa de extracción

Corriente	Composición	[kg/h]
F7	Musgo limpio cortado	5.726,70
F8	Agua de extracción	17.180,09
F8'	Agua de extracción	17.142,29
F8''	Agua de extracción	17.121,72
F9	Musgo agotado primera extracción	5.714,10
F10	Extracto primera extracción	17.192,68
F11	Musgo agotado segunda extracción	5.707,24
F12	Extracto segunda extracción	17.149,15
F13	Musgo agotado tercera extracción	22.828,96
F14	Extracto primera, segunda y tercera extracción + musgo agotado de tercera extracción	57.170,79

6.3.2 Centrífuga

El musgo luego de pasar por el proceso de extracción pasa por una centrífuga, la que permite remover principalmente el musgo húmedo del agua. La Figura 6.5 muestra las corriente que ingresan a la centrífuga luego del almacenamiento.

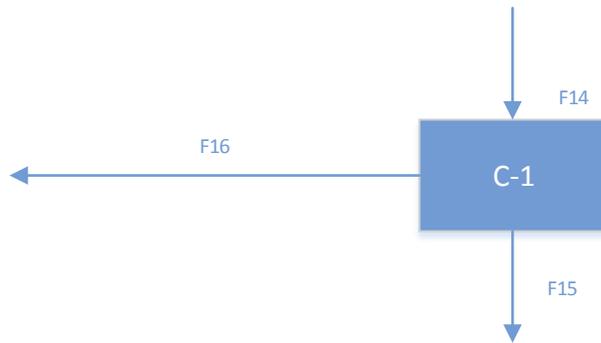


Figura 6.5: Esquematación del proceso de centrifugación

A la centrífuga entra una corriente, F14 proveniente de los extractores que contiene todos los extractos y el musgo agotado de la tercera etapa de extracción. Del mismo modo, de esta etapa saldrán dos corrientes, una de ellas es F16, la cual es una corriente líquida que contiene el extracto con antioxidantes y agua, y la corriente F15 que va a la etapa de secado. A esta etapa entra el musgo con un 96% de humedad y sale por la corriente F15 con un porcentaje de humedad del 50%.

La centrífuga utilizada presenta una eficiencia del 98%, esto significa que del musgo proveniente de F14, el 2% es retirado por la corriente F16 y lo demás se retira por la corriente F15. La composición de los flujos de entrada a la centrífuga, utilizada para el balance de masa se presenta en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4: Composición de Corrientes de entrada a Centrífuga

Corriente	Composición	[kg/h]
F14	Musgo 96% humedad	57.170,79
	Agua	56.916,47
F14	Musgo 96% humedad	228,02
	Extracto	26,30

El flujo de entrada F14 se determinó en la sección 6.3.1, del balance de masa de la extracción. Además se conoce la composición de esta corriente, mostrada en la Tabla 6.4, por lo que se puede determinar flujos de entrada por compuesto de acuerdo a la Ecuación 6.5.

$$F_{13i} = F_{13} \cdot X_{13i}$$

Ecuación 6.5

Donde:

F14, F14i: Flujos máxicos de la corriente de entrada total y por componente respectivamente [kg/h].

Xi: Porcentaje en peso del compuesto i en la corriente de entrada.

El proceso de centrifugación se debe considerar que el musgo proveniente de la etapa de extracción viene con un 96% de humedad, se remueve agua del musgo hasta que este queda con un 50% de humedad con estos datos se obtiene la composición de salida de la centrífuga

$$F_{15} = F_{14} \cdot X_{15i} \cdot \%Eficiencia$$

Ecuación 6.6

$$F_{16} = F_{14} - F_{15}$$

Ecuación 6.7

El detalle de los flujos de esa etapa se presenta en la Tala 6.5.

Tabla 6.5: Composición Corrientes etapa de centrifugación

Corriente	Composición	[kg/h]
F14	Musgo Húmedo Agotado	57.170,79
F15	Musgo Agotado 50% Humedad	2.793,19
F16	Líquido Centrifugado	54.377,60

6.3.3 Ultrafiltrador

Este proceso se realiza para retirar restos de musgos del extracto de antioxidantes, en esta etapa se tiene una corriente de entrada proveniente de la etapa de centrifugación F16, de la cual salen dos corrientes, una de ella es rica en musgo F20 y otra corriente con menor restos de musgo pero con la mayor cantidad de extracto antioxidante F21, la que se ve en la Figura 6.6.

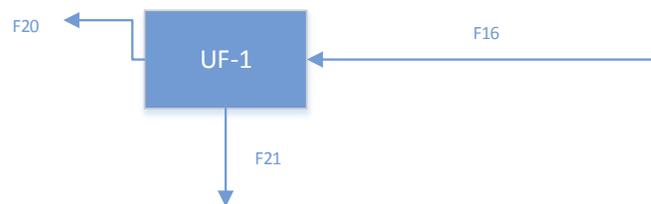


Figura 6.6: Esquematización del proceso de ultrafiltración

Para este sistema se considera la utilización de 10 módulos de membrana dispuestos en serie y operando en forma continúa.

En cada módulo la corriente de concentrado con musgo es la alimentación hacia el siguiente módulo de membrana, mientras que el permeado se separa y se une con los otros permeados en una corriente en común que continúa por la línea principal de la planta. El flujo del módulo 10 corresponde a la corriente de salida de concentrado de esta etapa F20, mientras que la suma de los flujos de permeado de todos los módulos corresponde al permeado que contiene el antioxidante F21.

Para la realización del balance de masa se consideró que la densidad se mantiene constante con la temperatura, con un valor de $1.000 \text{ [kg/m}^3\text{]}$.

Se utilizó una membrana capaz de retener en un 90% el musgo proveniente de F16, el cual será arrastrado por la corriente F20 junto con un 2% del extracto, el cual se considera quedó retenido por la membrana. La concentración alcanzada por la corriente F21 luego de este proceso es del 0,05% de extracto. Con esto se obtienen la caracterización de los flujos de salida de esta etapa, los que se resumen en la Tabla 6.6.

Tabla 6.6: Composición de corrientes proceso de Ultrafiltración

Corriente	Composición	[kg/h]
F16	Líquido de Extracción	54.377,60
F20	Resto de musgo + Extracto retenido	5.486,39
F21	Extracto Concentrado de Ultrafiltración + Agua+ Restos de musgo no retenido	48.891,21

6.3.4 Nanofiltrador

En esta etapa la corriente F21 proveniente de la ultrafiltración pasa por un nanofiltrador como lo muestra la Figura 6.7, el que permite retener el extracto de antioxidante proveniente de la ultrafiltración para obtener este producto más concentrado.

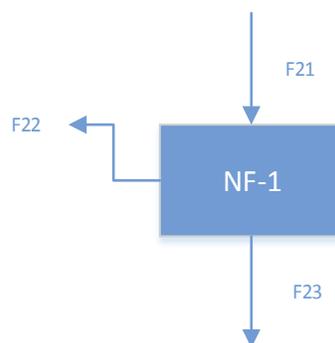


Figura 6.7: Esquematización del proceso de nanofiltración

La composición de la corriente F22 se calcula considerando que tiene el 1% de musgo proveniente de F21, que la membrana retuvo un 98% del extracto de antioxidante y que la concentración de antioxidante en la corriente F23 es de 2%. El flujo másico se determina mediante un balance de masa al extracto de acuerdo a la Ecuación 6.10.

$$\sum F_{entrada} = \sum F_{salida}$$

Ecuación 6.8

Donde:

$\sum F_{entrada}$: Sumatoria de los flujos másicos que ingresa al equipo.

$\sum F_{salida}$: Sumatoria de los flujos másicos que salen del equipo.

El resumen de los flujos de este proceso se encuentra en la Tabla 6.7.

Tabla 6.7: Composición de corrientes de Nanofiltración

Corriente	Composición	[kg/h]
F21	Extracto de Ultrafiltración + Restos de musgo no retenido	48.891,21
F22	Resto de musgo retenido+Agua	47.627,79
F23	Extracto concentrado de Antioxidante	1.263,42

6.3.5 Evaporadores

Esta operación tiene como objetivo remover el agua presente en la solución de manera de poder concentrar la solución para obtener un concentrado de antioxidante con una concentración de un 20% en peso, los que equivalen a 126,31 [kg/h] de este concentrado a la salida del sistema. Independiente de la cantidad de efectos de los evaporadores, para los efectos del balance de

mansa se considerará todas las evaporaciones como una sola, debido a que importa solamente la calidad de la corriente de salida. En la Figura 6.8 se muestra los flujos que ingresan a este proceso.

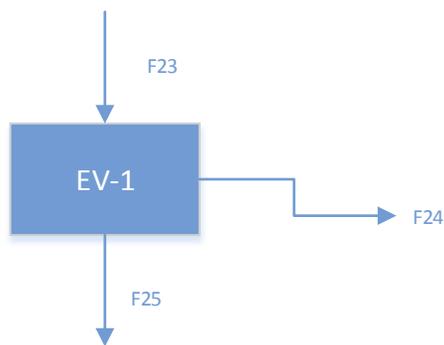


Figura 6.8: Esquematzación del proceso de evaporación

Considerando que únicamente se evapora agua durante este proceso, se tiene que, para el antioxidante se cumple que:

$$F_{23 \text{ Aox}} = F_{25 \text{ Aox}}$$

Ecuación 6.9

Como se conoce la composición deseada de antioxidante a la salida de esta operación y la cantidad de antioxidante permanece constante, se utiliza la Ecuación 6.11 obteniéndose:

$$F_{25} = \frac{F_{23 \text{ Aox}}}{0,20} = \frac{25,26 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]}{0,20} = 126,31 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$F_{\text{agua evap}} = F_{24} = F_{23} - F_{25} = 1.263,13 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] - 126,31 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 1.136,82 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

La Tabla 6.8 resume las corrientes finales obtenidas en este proceso.

Tabla 6.8: Composición de las corrientes en Evaporación

Corriente	Composición	[kg/h]
F23	Extracto concentrado de Antioxidante	1.263,42
F24	Vapor de agua	1.137,11
F25	Extracto concentrado al 20%	126,31

6.3.6 Pasteurizador

En esta etapa no se contactan directamente los flujos de las corrientes calientes y frías, por lo que el balance de masa permanece inalterado, por lo que se considera a corriente contaminada F25 igual a la corriente libre de microorganismos F26, esto se ve en la Figura 6.9. Con respecto a los cálculos necesarios para determinar la cantidad de agua necesaria durante todo el proceso de pasteurización se realiza en la sección 7.4.1 del Capítulo 7.

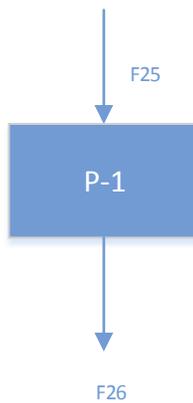


Figura 6.9: Esquematación del proceso de pasteurización

6.4 OBTENCIÓN DE FIBRA

6.4.1 Secador

Esta etapa tiene como objetivo secar el musgo hasta obtener un polvo fino que es básicamente fibra de musgo que puede ser utilizado como aditivo en alimentos. En la Figura 6.10 se puede observar los flujos de entradas y salidas de este proceso.

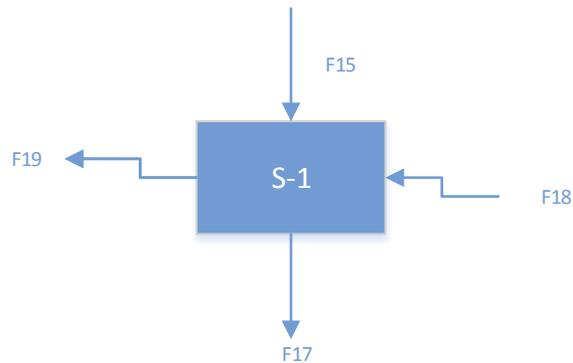


Figura 6.10: Esquematización del proceso de secado

Donde:

F15: Alimentación de la corriente de producto [kg/h].

F17: Flujo de producto en forma de polvo [kg/h].

F18; F19: Flujo de aire a la entrada y salida respectivamente [kg/h].

Se pretende obtener un producto seco que contenga un 10% de humedad, teniendo en cuenta que a la entrada del secador el musgo viene con un 50% de humedad se obtiene que:

$$F_{17} = \frac{F_{15} \cdot 0,5}{0,9} = \frac{2.793,19 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 0,5}{0,9} = 1.551,77 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La cantidad de agua evaporada, al ser el único compuesto removido por el aire se determina por diferencia entre las corrientes:

$$F_w = F_{15} - F_{17} = 2.793,19 \left[\frac{kg}{h} \right] - 1.551,77 \left[\frac{kg}{h} \right] = 1.241,42 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La cantidad de aire que entra al proceso F18, depende de la temperatura y la humedad absoluta en la que venga y está determinada por la cantidad de agua a evaporar.

El agua evaporada por su parte se traspasa al aire de acuerdo a la Ecuación 6.12.

$$F_{19} = F_{18} + F_w$$

Ecuación 6.10

Para el balance de masa del aire utilizado en esta operación unitaria se utilizan las propiedades de aire promedio de Puerto Montt que se ilustran en la Tabla 6.9.

Tabla 6.9: Propiedades del aire a condiciones promedio en Puerto Montt

Propiedades	Valor	Unidad
Temperatura	11	[°C]
Humedad Absoluta	0,11	[kg H ₂ O/kg aire seco]
Humedad Relativa	80%	
Entalpía	43,72	[kcal/kg]

Este aire es calentado hasta 180 [°C], saliendo luego a 80 [°C] del proceso. Con estos datos y la Carta Psicométrica presentada en el Apéndice A.2 se calcula en la sección 7.5.1 del balance de

energía, la humedad absoluta a la entrada y salida, dando 0,11 [kg agua/kg aire seco] en la entrada y 0,06819 [kg agua/kg aire seco] para la salida del proceso. Con esta humedad y el flujo de aire de 21.978,30 [kg aire/h] calculado en la misma sección se realiza el balance de masa al aire como:

$$F_{18} = 21.978,30 \left[\frac{kg \text{ aire}}{h} \right] + 21.978,0 \left[\frac{kg \text{ aire}}{h} \right] \cdot 0,11 \left[\frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire}} \right] = 24.395,91 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{19} = 24.395,91 \left[\frac{kg}{h} \right] + 1.241,42 \left[\frac{kg}{h} \right] = 25.637,30 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Los resultados del balance de masa al aire se presentan en la Tabla 6.10.

Tabla 6.10: Composición de las corriente de la etapa de secado

Corriente	Composición	[kg/h]
F15	Musgo Agotado 50% Humedad	2.793,19
F17	Musgo Seco al 10% Humedad	1.5511,77
F18	Aire Seco	24.395,91
F19	Aire Húmedo	25.637,30

7 BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DE EQUIPOS

En este capítulo se presentan los balances de energía para cada etapa donde se requiera, y los diseños correspondientes para cada equipo necesario en el proceso de producción de antioxidante concentrado y fibra a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*.

El diseño de cada equipo se realiza en base a los flujos másicos obtenidos en el capítulo de Balance de Masa mostrado anteriormente.

Finalmente a partir de este balance de energía y del diseño de los equipos involucrados, se procederá al análisis financiero del proceso de producción.

En la Figura 7.1 se presenta el diagrama de flujo de la planta de producción, el cual muestra los equipos y los flujos de cada proceso.

7.1 PRETRATAMIENTO

7.1.1 Lavado

Existen diversos equipos para el lavado de productos vegetales. Como se explica en el capítulo de selección de procesos, se utilizara un equipo tambor rotatorio para lavado por aspersion.

El lavado por aspersion es el método de lavado más utilizado en la industria de frutas, hortalizas y algas, lo cual lo hace un método muy adecuado para el lavado del musgo dada las características de este. Consiste en hacer pasar la materia prima través de aspersores o duchas de agua a presión, lo que remueve eficientemente la suciedad y la arrastra con el agua, reduciendo la posibilidad de recontaminación. La eficiencia del lavado por aspersion depende de estos factores; presión del agua, temperatura del agua número de aspersores utilizados, la distancia entre la materia prima y el aspersor, y el tiempo de exposición de ésta a la aspersion.

La cantidad de material a tratar en esta etapa se determinó a partir del balance de masa presentado anteriormente, que corresponde a 5.762,23 [kg/h] de musgo sucio. Para este fin se utilizara una lavadora tipo tambor mostrado en la Figura 7.2, ocupada principalmente para hortalizas, de la marca SORMAC modelo TW-300 con una capacidad máxima de 8 [ton], dependiendo de las características del producto a lavary una potencia instalada de 3 [kW]. Las especificaciones técnicas se presentan en la Tabla 7.1.

Tabla 7.1: Especificaciones técnicas de la lavadora tambor rotatorio

Especificaciones técnicas	
Potencia instalada	3 [kW]
Diámetro de tambor	1,25 [m]
Longitud de tambor	3,00 [m]
Anchura total	1,90 [m]
Longitud total	5,00 [m]
Altura total	3,70 [m]
Altura de alimentación	2,60 [m]
Altura de descarga	1,40 [m]



Figura 7.2: Lavadora con tambor rotatorio SORMAC

7.1.2 Reducción de tamaño

Existen varios equipos en la industria que cumplen con este propósito. Como se explicó en el capítulo cuatro, estos equipos funcionan en base a distintos principios, tales como el impacto del materia a tratar contra una superficie normalmente rígida, la acción de cizalle con algún medio externo, la aplicación de fuerza entre dos superficies, o mediante la introducción de energía no mecánica.

Para cumplir con el objetivo de reducir el tamaño del musgo para aumentar el área de contacto y así mejorar la extracción se ha decidido usar en el proceso un cortador giratorio. Este es un equipo que funciona muy bien en el procesamiento de materiales suaves y fibrosos como lo es el musgo *Sphagnum magellanicum*, de este proceso se obtiene un producto que puede tener varias formas pero que cumple con las necesidades requeridas.

El proceso de cortado se realiza alimentando mediante correas transportadoras los 5.843,57 [kg/h] de musgo proveniente de la etapa de lavado. En la tabla 7.2 se enlistan algunas características importantes a considerar en el diseño del equipo antes mencionado.

Tabla 7.2: Características de los cortadores giratorios

Características	Valores
Diámetro máximo del sólido alimentado [m]	0,5
Relación de reducción máxima	50
Compatibilidad para materiales suaves y/o pegajosos	Excelente
Requerimiento de potencia [kW]	$*m_s \cdot 100$

* m_s : Masa de producto a procesar.

A partir del requerimiento de potencia y del flujo másico a procesar se calculó la potencia requerida por este equipo, la que tiene un valor de 162,32[kW].

El equipo que se acomoda de buena manera al requerimiento del proceso es la cortadora de vegetales marca KRONEN modelo GS25, este equipo tiene una capacidad de 2.000-2.500 [kg/h], por lo cual se requieren tres de estos equipos para suplir con la necesidad del proceso. En la Figura 7.3 se muestra el equipo.



Figura 7.3: Maquina cortadora KRONEN

7.1.3 Estanque de almacenamiento (E-1)

Considerando un tiempo de almacenamiento máximo de 4 [h] y tomando en cuenta que la densidad del musgo es de 0,85, se requiere entonces de un volumen útil de:

$$V = \frac{5.726,70 \left[\frac{kg}{h} \right]}{0,85 \left[\frac{kg}{L} \right]} \cdot \frac{1}{1000} \left[\frac{m^3}{L} \right] \cdot 4[h] = 26,95 [m^3]$$

El dimensionamiento del estanque de almacenamiento considera la incorporación de un cuerpo cilíndrico y de cabezas elípticas tanto en el fondo como en el tope del estanque. El volumen útil del estanque por consiguiente estará dado por la Ecuación 7.1:

$$V_{\text{útil}} = V_{\text{cilíndrico}} + V_{\text{fondo}}$$

Ecuación 7.1

Las dimensiones del estanque utilizadas pueden verse en la Figura 7.4:

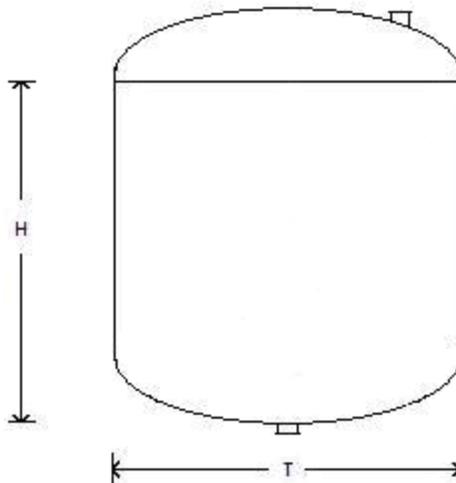


Figura 7.4: Cotas de estanque de almacenamiento

Utilizando una relación general $H/T=k$, el volumen de la parte cilíndrica puede calcularse como:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi \cdot T^2 \cdot H}{4} = \frac{k \cdot \pi \cdot T^3}{4}$$

Ecuación 7.2

Por su parte, el fondo del estanque puede calcularse como:

$$V_{fondo} = \frac{1}{2} \cdot \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot (a \cdot b \cdot c) = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot \left(\frac{T}{2} \cdot \frac{T}{2} \cdot \frac{T}{4} \right) = \frac{\pi \cdot T^3}{24}$$

Los valores a, b y c corresponden a los semiejes de la elipse, siendo la suma de los semiejes horizontales a y b igual al diámetro del estanque, mientras que c se considera como un cuarto del diámetro del estanque (Sinnott, 2003). Reemplazando estos valores en la Ecuación 7.1 y con el volumen acumulado se puede entonces obtener el valor de T de acuerdo a la Ecuación 7.3.

$$V_{útil} = \frac{k \cdot \pi \cdot T^3}{4} + \frac{\pi \cdot T^3}{24} = \frac{\pi \cdot T^3}{4} \cdot \left(k + \frac{1}{6} \right)$$

Ecuación 7.3

En el caso particular de que la relación H/T=1, se tiene:

$$V_{útil} = \frac{7 \cdot \pi \cdot T^3}{24}$$

La ventaja de dimensionar el estanque de esta forma es la de que no asume un porcentaje extra del volumen útil, ya que la parte superior del estanque o espacio de cabeza se calcula de la misma forma que el volumen del fondo. En este caso no se considerará una altura libre de líquido en la parte cilíndrica debido a que no se forma un aumento en la altura del líquido debido a que el estanque no se encuentra bajo agitación.

Como se tiene el volumen útil del estanque, utilizando una relación $H/T=1$ y despejando de la Ecuación 7.2 se calcula T como:

$$T = \sqrt[3]{\frac{26,95 \cdot 24}{7 \cdot \pi}} = 6,72[m]$$

El cálculo del volumen de cabeza viene dado por:

$$V_{cabeza} = \frac{\pi \cdot 2,95^3}{24} = 39,79[m^3]$$

El resumen de estos cálculos se da en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3: Resultados del dimensionamiento del estanque E-1

Característica	Valor	Unidad
T	6,72	[m]
H	6,72	[m]
Volumen útil	26,95	[m ³]
Volumen de cabeza	39,79	[m ³]
Volumen total	66,74	[m ³]

7.2 EXTRACCIÓN DE CONCENTRADO LÍQUIDO DE ANTIOXIDANTE

7.2.1 Extracción

Esta operación es una de las más relevantes dentro del proceso de obtención del Antioxidante concentrado a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*. Esta operación debe ser monitoreada y controlada, ya que amplias variaciones en la temperatura por ejemplo podrían alterar en gran medida la calidad del producto.

Diseño de equipo

Se requieren para esta operación cuatro extractores, los cuales funcionarían tres a la vez correspondiente a cada etapa de extracción y un cuarto se mantendrá en proceso de descarga, limpieza y carga. La principal función de este equipo es disolver los compuestos de interés presentes en el musgo a una cierta temperatura, durante un cierto tiempo. Este extractor está compuesto por un recipiente con agitación lo que ayuda a la transferencia de calor y masa. En este equipo se debe mantener la temperatura durante la extracción, para esto se encuentra dotado de una chaqueta de calentamiento, lo que es una buena alternativa a diferencia de un calentamiento directo que puede causar problemas con los compuestos termolábiles. La base del extractor cuenta con una rejilla o tamiz removible, lo que impide que el musgo agotado sea retirado del extractor dejando pasar solo el extracto que contiene el producto de interés con algunos rastros de sólidos.

Dimensiones del manto del extractor

Para estimar el volumen del reactor, se toman en consideración las condiciones de operación obtenidas en el trabajo de laboratorio y los datos rescatados del balance de masa necesario para el diseño de este equipo, esto se presenta en la Tabla 7.4.

Tabla 7.4: Valores necesarios para el dimensionamiento del extractor

Parámetro	Valor	Unidad
Agua	17.180,09	[kg/h]
Musgo	5.726,70	[kg/h]
Tiempo de Extracción	3	[h]
Temperatura de extracción	60	[°C]
Proporción musgo Agua	1/4	

Como comúnmente se asume en diseño de reactores la mezcla musgo-agua ocupa $\frac{3}{4}$ partes del volumen total del reactor, con el fin de generar un buen mezclamiento y no generar problemas de

rebalse. Se diseñaran cuatro extractores todos de iguales características y función, como ejemplo en el desarrollo de esta sección se muestra el diseño de uno de estos extractores.

Un dato importante obtenido en el laboratorio fue la densidad del musgo, esta equivale 0,85[kg/L], por lo tanto con esto es posible determinar el volumen utilizado por el material, a partir de la Ecuación 7.4.

$$\rho = \frac{M}{V}$$

Ecuación 7.4

Donde:

ρ : Densidad del musgo o agua [kg/m⁻³]

M : Masa del materia a extraer [kg]

V : Volumen ocupado por el material a extraer [m³]

Remplazando el valor de densidad obtenido en el laboratorio y el valor de masa a procesar en la extracción obtenido del balance en la Ecuación 7.4, se determina el volumen ocupado por el musgo en el extractor, a esto se le suma el volumen de agua a agregar para la extracción, asumiendo volúmenes aditivos, el volumen a extraer equivalente es 23,91 [m³], y dado que este volumen ocupa $\frac{3}{4}$ partes del total, el volumen del extractor equivale a 31,88 \approx 32 [m³], con el fin de dar continuidad al proceso, se diseña cada extractor con el triple de capacidad por lo tanto serán de 96 [m³].

A partir de este volumen se calcula el radio y la altura del reactor, para esto se utilizan las Ecuaciones 7.5 y 7.6.

$$h = 2 \cdot r = D$$

Ecuación 7.5

$$V_r = 2 \cdot \pi \cdot r^3$$

Ecuación 7.6

Donde:

h : Altura del extractor [m]

r : Radio interno del extractor [m]

V_r : Volumen del reactor [m³]

Reemplazando los valores en las Ecuaciones 7.5 y 7.6, se obtienen los siguientes resultados, los cuales son resumidos en la Tabla 7.5.

Tabla 7.5: Dimensiones del extractor

Dimensión	Valor
Radio interno [m]	2,48
Altura [m]	4,96
Volumen extractor [m ³]	96,00

Calculo del agitador

Como se mencionó anteriormente el extractor consta de un agitador el que cumple la función de mejorar la transferencia de masa y de calor en la solución.

Para el cálculo de la velocidad de rotación del agitador y de la potencia requerida por el motor, se utilizan las siguientes ecuaciones características para un agitador.

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,36 \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Ecuación 7.7

$$P = 1,29 \cdot 10^{-4} \cdot D_i^{1,1} \cdot L^{2,72} \cdot N^{2,86} \cdot \gamma^{0,3} \cdot z^{0,6} \cdot \mu^{0,14} \cdot \rho^{0,86}$$

Ecuación 7.8

Donde:

Di: Diámetro Interno del Reactor [pie]

K: Conductividad térmica de la solución [Btu/h·pie·°F]

L: Longitud de la paleta [pie]

P: Densidad de la solución [lb/pie³]

μ: Viscosidad de la solución [lb/pie·h]

μ': Viscosidad de la solución [lb/pie·s]

μ_w: Viscosidad de la solución a la temperatura de la pared [lb/pie·h]

Cp: Calor específico de la solución [Btu/lb·°F]

γ: Altura paleta agitador [pie]

Z: Altura del líquido en el Extractor [pie]

hi: Coeficiente de transferencia de calor de la solución [Btu/h·pie²·°F]

N: Velocidad de rotación del agitador [Rph]

N': Velocidad de rotación del agitador [Rps]

P: Potencia requerida por el agitador [HP]

Dada que la solución de musgo y agua requiere agitación, se fijara la altura de la paleta $Y = L/12$ y que L es igual a $0,85 \cdot Di$, esto para evitar problemas de intercambio por lo que es preferible que la paleta recorra la mayoría del diámetro del extractor. Calculando $L = 13,84$ [pie], $Y = 1,15$ [pie].

La altura de líquido dentro del reactor se calcula por la Ecuación 7.9.

$$Z = \frac{3}{4} h$$

Ecuación 7.9

Donde:

Z= Altura del Líquido [pie]

h= Altura del reactor [pie]

Por lo que la altura de la solución de musgo dentro del extractor es de 12,21 [pie].

Dada la gran cantidad de valores e incógnitas estas se presentaran en la Tabla 7.6 las incógnitas y los valores necesarios para su determinación en la Tabla 7.7.

Tabla 7.6: incógnitas presentes para el cálculo del agitador

Incógnitas	Unidades
Coeficiente transferencia de calor de la solución	[Btu/h·pie ² ·°F]
Velocidad rotación agitador	[Rph]
Velocidad rotación agitador	[Rps]
Potencia requerida agitador	[Hp]

Tabla 7.7: Datos necesarios para la resolución de de la ecuación 7.7 y 7.8 para el cálculo del agitador del extractor

Parámetro	Datos	Unidades
Diámetro interno del reactor	16,28	[Pie]
Conductividad térmica solución	0,23*	[Btu/h·pie·°F]
Longitud paleta	13,84	[Pie]
Densidad solución	78,52	[lb/pie ³]
Viscosidad solución	3.500*	[lb/pie·h]
Viscosidad solución	0,97*	[lb/pie·s]
Viscosidad solución temperatura de la pared	2.420*	[lb/pie·h]
Calor específico de la solución	1*	[Btu/lb·°F]
Altura paleta agitador	1,15	[Pie]
Altura líquido dentro extractor	12,21	[pie]

* (Ortega & Robles, 2004)

El valor del coeficiente de transferencia de calor de la solución se determina a partir de las Ecuaciones 7.10 y 7.11.

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} \rightarrow U_C = \frac{U_D}{1 - U_D \cdot R_d}$$

Ecuación 7.10

$$\frac{1}{U_C} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{io}} \rightarrow h_i = \frac{h_{io} \cdot U_C}{h_{io} - U_C}$$

Ecuación 7.11

Donde:

U_D : Coeficiente total de transferencia de calor del diseño [Btu/h·pie²·°F]

R_d : Factor de obstrucción [h·pie²/Btu]

h_{io} : coeficiente transferencia de calor del medio calefactor o enfriante [Btu/h·pie²·°F]

En la Tabla 7.8 se presentan los datos de las Ecuaciones 7.10 y 7.11, ocupados para la obtención del coeficiente U_c .

Tabla 7.8: Datos para el calculo del coeficiente U_c

Parámetro	Datos	Unidades
Coeficiente total transferencia de calor, diseño	60*	[Btu/h·pie ² ·°F]
Factor de obstrucción combinado	0,003*	[h·pie ² /Btu]
Coeficiente transferencia de calor del medio calefactor o enfriante	1.500*	[Btu/h·pie ² ·°F]

* (Ortega & Robles, 2004)

Reemplazando estos valores en las Ecuación 7.10 y 7.11, se obtiene que U_c es igual a 73,17 [Btu/h·pie²·°F] y que hi es igual 76,92 [Btu/h·pie²·°F].

Para el cálculo de N se considera un factor de seguridad del 10% debido a la corrección de la razón de viscosidades. Reemplazando los valores conocidos en la Ecuación 7.7 y 7.8, se obtiene que N es 3.247,76 [rph] equivalente a 55[rpm] y que la potencia requerida por el agitador es de 2,73 [hp] o 2,03 [kW].

Tiempo de calentamiento de la solución

Como el reactor posee una chaqueta de calentamiento, la que ocupa $\frac{3}{4}$ de la altura total del reactor, por lo que para calcular el área de transferencia de calor tenemos la Ecuación 7.12.

$$A = \text{areaaltura} + \text{areafondo}$$

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \left(\frac{3}{4} \cdot h\right) + \pi \cdot r^2$$

Ecuación 7.12

Pero en este caso se utiliza el radio externo, es decir, el radio interno más el espesor del material a utilizar en la construcción del extractor, este material se considera de un espesor de ½ [pulg] o 1,27 [cm], por lo tanto, el radio externo del extractor es de 2,49[m], con este valor se calcula el área reemplazando en la Ecuación 7.12 y se obtiene 77,90 [m²] como área de transferencia de calor.

Partiendo de esta área se calcula el tiempo que tarda el calentamiento de la mezcla de musgo agua la que se determina mediante la Ecuación 7.13.

$$\frac{U_D \cdot A \cdot \theta}{M \cdot C_p} = \ln \left(\frac{T_V - t_1}{T_V - t_2} \right)$$

Ecuación 7.13

Donde:

A: Área de transferencia de calor [m²]

U_D: Coeficiente total de transferencia de calor de Diseño [Kcal/h·m²·°C]

M: Masa de fluido [kg]

C_p: Capacidad calorífica de la solución fría [Kcal/kg·°C]

θ: Tiempo de calentamiento [h]

T_V: Temperatura del fluido Caliente [°C]

t₁: Temperatura inicial de la solución fría [°C]

t₂: Temperatura final de la solución fría [°C]

En la Tabla 7.9 se muestra los datos requeridos para el cálculo del tiempo de calentamiento y sus respectivas unidades.

Tabla 7.9: Nomenclatura y datos para la Ecuación 7.13

Parámetro	Datos	Unidades
Área de transferencia de calor	77,90	[m ²]
Coefficiente total transferencia de calor, de diseño	292,8*	[Kcal/h·m ² ·°C]
Masa del fluido	68.720,37	[kg]
Capacidad calorífica solución fría	1*	[Kcal/kg·°C]
Tiempo de calentamiento	X	[h]
Temperatura fluido caliente	121	[°C]
Temperatura inicial solución fría	10	[°C]
Temperatura final solución fría	60	[°C]

* (Ortega & Robles, 2004)

Se reemplazan los valores en la ecuación y se obtiene que la solución tarde en alcanzar la temperatura de extracción un tiempo de 1,80 [h].

Balance de energía global

El musgo ingresa a la etapa de extracción a temperatura ambiente promedio estimada de 10 [°C] y se mezcla con agua a la misma temperatura, donde el tiempo de calentamiento de la solución fría de 10 [°C] hasta los 60[°C], requeridos para la extracción, es de aproximadamente 1,80 [h].

La extracción tiene una duración de 3 [h], a temperatura constante de 60[°C], durante toda la etapa. Para mantener esta temperatura de extracción, el extractor cuenta con una chaqueta de 1 [pulg] de ancho, en la cual circula vapor saturado a 121 [°C] para mantener la temperatura, este vapor proviene de la caldera. Como se debe elevar la temperatura de mezcla hasta la temperatura de extracción, se calcula el calor requerido para esta operación mediante la Ecuación 7.14.

$$Q_i = \frac{F_{mezcla} \cdot C_{p_{prom-mezcla}} \cdot \Delta T}{t} + \text{Pérdidas de calor}$$

Ecuación 7.14

Donde:

Q_i : Calor requerido para el calentamiento en la extracción, $i = \{1,2,3\}$ [Kcal]

$F_{mezcla\ i}$: Flujo másico de musgo-agua en la extracción, $i = \{1, 2, 3\}$ [kg/h]

$C_{p\ promedio-mezcla}$: Capacidad calorífica de la mezcla musgo-agua [Kcal/kg·°C]

ΔT : Gradiente de aumento de temperatura [°C]

t : Tiempo de aumento de la temperatura [h]

Perdidas de calor: Perdidas de calor desde las paredes hacia el ambiente [Kcal]

Se considera que cada extracción posee el mismo tiempo de calentamiento, ya que el mezclamiento del musgo con el agua en la siguiente extracción no eleva significativamente la temperatura como para re-calcular los tiempos de calentamiento.

En la Tabla 7.10 se detallan los datos necesarios para la obtención del calor requerido en cada etapa de extracción, considerando que no hay pérdidas de calor por las paredes hacia el ambiente.

Tabla 7.10: Datos utilizados en la etapa de extracción

Parámetros	Datos	Unidad
$F_{mezcla\ Extracción\ 1}$	22.906,78	[kg/h]
$F_{mezcla\ Extracción\ 2}$	22.856,39	[kg/h]
$F_{mezcla\ Extracción\ 3}$	22.828,96	[kg/h]
$C_{p\ prom\ mezcla}$	1	[Kcal/kg·°C]
ΔT	50	[°C]
T	1,80	[h]
Perdidas de calor	0	[Kcal/h]

Remplazando en la Ecuación 7.14 obtenemos los calores requeridos para el calentamiento de cada etapa extracción, que son:

$$Q_1=715.836,90 \text{ [Kcal]}$$

$$Q_2=714.262,06 \text{ [Kcal]}$$

$$Q_3=713.404,94 \text{ [Kcal]}$$

El calor requerido para el calentamiento de la mezcla musgo-agua equivale al calor entregado por el vapor al condensarse, por lo tanto, la cantidad de vapor para cada extracción se calcula a partir de este calor y de la entalpia del vapor a 121 [°C], considerando que no hay pérdidas de calor. A continuación se muestra la Ecuación 7.15 necesaria para realizar el cálculo del flujo vapor para cada una de las extracciones.

$$Q_i = F_{condensado} i \cdot \lambda$$

Ecuación 7.15

Donde:

Q_i : Calor requerido en cada una de las extracciones

$F_{condensado} i$: Flujo másico que circula por la chaqueta en cada uno de los extractores [kg/h]

λ : Entalpia de vaporización del agua, la que equivale a 540 [Kcal/kg]

La Tabla 7.11 detalla los resultados de la ecuación anterior para cada extracción.

Tabla 7.11 Flujo másico que circula por la chaqueta en cada una de las extracciones

Flujo	Valor	Unidad
$F_{\text{condensado Ext 1}}$	1.325,62	[kg/h]
$F_{\text{condensado Ext 2}}$	1.322,71	[kg/h]
$F_{\text{condensado Ext 3}}$	1.321,12	[kg/h]

Por lo tanto el vapor requerido para las tres extracciones será de 3.969,45 [Kg/h], este vapor proviene de la caldera de la planta.

7.2.2 Centrífuga decantadora

La centrífuga decantadora, también conocida como decanter, se encargará de separar el musgo y el agua, este último enriquecido con el extracto de antioxidante.

El diseño de los decanter es de estanques de disposición horizontal con relación largo/diámetro mayor a 2 (típico 4).

Esta operación se lleva a cabo a 60 [°C], en la Tabla 7.12 se pueden ver las propiedades físicas de estos fluidos a dicha temperatura.

Tabla 7.12: Propiedades de los fluidos de interés para el diseño de la centrífuga

Propiedades	Agua	Musgo	Unidades
Viscosidad	0,000467		[Pa·s]
Densidad	1.000	500	[kg/m ³]

Para el diseño del decanter centrífugo es necesario en primer lugar fijar las condiciones de operación en las cuales trabajará el decanter. La alimentación del equipo no debe provocar turbulencia que entorpezca la decantación, es por esta razón que la velocidad de alimentación no debe ser superior a 1 [m/s], y se instala un bafle en la entrada del conducto de alimentación para generar una zona de baja velocidad.

Cuando la velocidad de coalescencia es rápida, el método de diseño recomendado se basa en la Ecuación 7.16, conocida como la ecuación de Stokes.

$$v_t = \frac{g \cdot d^2 \cdot \Delta\rho}{18\mu_c}$$

Ecuación 7.16

Donde:

v_t : Velocidad terminal de sedimentación [m/s].

g : Aceleración de gravedad (9,8 m/s²).

d : Diámetro mínimo de las gotas [m].

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad entre ambos líquidos a separar [kg/m³].

μ_c : Viscosidad del líquido que forma la fase continua [Pa·s].

Para el diseño de decantadores típicos es normal tomar un diámetro de gotas de 150 [μm], sin embargo, para el caso de dispersiones es adecuado tomar un valor entre 70 y 100 [μm]. Como factor de seguridad se tomará un diámetro de gotas de 70 [μm]. Luego, el área del decantador, debe ser tal que cumpla la siguiente relación:

$$\frac{Q_c}{A_{decantador}} < v_t$$

Ecuación 7.17

Donde:

Q_c : Caudal de la fase continua (agua) [m^3/s].

$A_{\text{decantador}}$: Superficie del decantador [m^2].

Reemplazando los valores de la Tabla 7.12 en la Ecuación 7.16, se encuentra que la velocidad terminal es de 0,0029 [m/s].

Sin embargo no toma en cuenta la reducción en la velocidad de decantación debido a las gotas vecinas (decantación impedida), por lo que puede ser corregido con la expresión de la Ecuación 7.18.

$$v_{i\text{corregido}} = v_i \cdot (1 - \phi_d) \frac{\mu_c}{\mu_d}$$

Ecuación 7.18

Por lo que la velocidad corregida es de $5,71 \cdot 10^{-3}$ [m/s]. Luego, arreglando la Ecuación 7.17, el área del decanter debe ser:

$$A_{\text{decantador}} > \frac{\frac{60,85}{3.600}}{5,7 \cdot 10^{-3}} = 2,97 [m^2]$$

Como factor de seguridad, el área de diseño será un 25% mayor a la superficie calculada, por lo que el equipo debe tener 3,7 [m^2].

El equipo que se selecciona para este proceso debe estar capacitado para soportar los flujos de operación a los cuales es sometido, ser resistente a las caídas de presión del sistema, de manera de no sobredimensionarlo y reducir así los costos involucrados en la inversión. Es por esto que se

selecciona el modelo FLOTTWEG Z6E, el cual se presenta en la Figura 7.5 y que posee las dimensiones resumidas en la Tabla 7.13.

Tabla 7.13: Dimensiones del decanter FLOTTWEG Z6E

Características	Valor	Unidades
Largo	4.800	[mm]
Ancho	1.800	[mm]
Alto	1.250	[mm]
Peso bruto	9.750/21.500	[kg/lb]
Potencia del motor para accionamiento del tambor	132	[kW]
Potencia del motor para accionamiento del tornillo	110	[kW]
Máxima capacidad hidráulica	80	[m ³ /h]

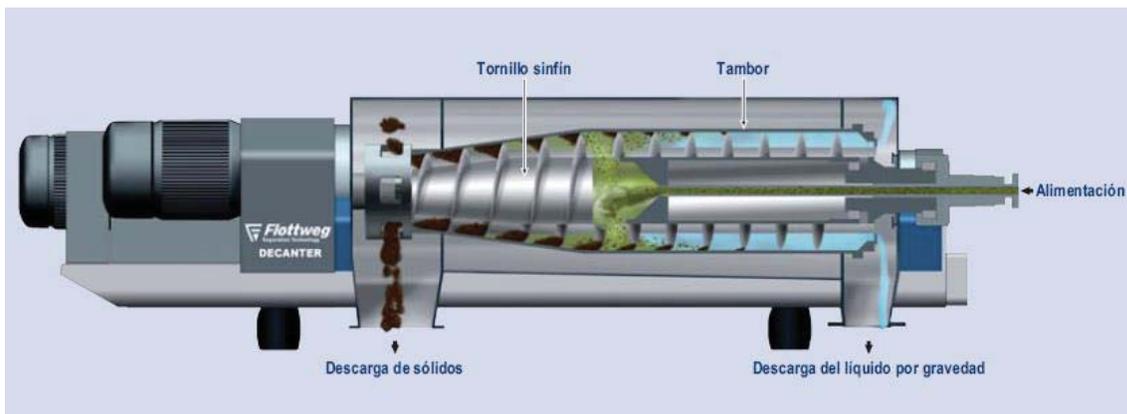


Figura 7.5: Decanter FLOTTWEG Z6E

Potencia requerida

La potencia total requerida para llevar a cabo el proceso se divide en la potencia necesaria para el accionamiento del tornillo del decanter y la potencia necesaria para el accionamiento del tambor, estas potencias están dadas según el equipo seleccionado y se encuentran en la Tabla 7.13.

En la Tabla 7.14 se resume las potencias necesarias en este proceso.

Tabla 7.14: Potencias Necesarias en proceso Centrifugación

Parámetro	Valor	Unidades
Potencia del motor para accionamiento del tambor	132	[kW]
Potencia del motor para accionamiento del tornillo	110	[kW]
Potencia Total	242	[kW]

7.3 CONCENTRACIÓN DEL EXTRACTO

7.3.1 Separación por membrana

Ultrafiltración (UF)

En este proceso la unidad de ultrafiltración se utiliza como un tratamiento previo a la unidad de nanofiltración para evitar el rápido ensuciamiento de esta membrana. Con la ultrafiltración se buscan dos objetivos: Por una parte retirar los rastros de musgo que pudiesen haber quedado en el extracto después del proceso de centrifugación y por otra parte obtener una línea de extracto purificado. De este proceso la corriente de permeado se lleva a la unidad de nanofiltración para continuar con un proceso de concentrado y purificación final del extracto.

Esta técnica se reconoció como una técnica nueva y eficiente de separación a nivel industrial a partir de los años sesenta. Esta técnica se caracteriza por separar sustancias de elevado peso

molecular o macromoléculas como restos de musgo *Sphagnum magellanicum*, tierra, y pequeñas ramas que no fueron separadas en la centrifuga. Los cortes moleculares de las membranas de UF varían entre 1 y 300 [kDa], en este proceso las membranas utilizadas cuentan con un peso molecular de corte (PMC) que varía entre 60 y 150 [kDa]. El PMC es el peso molecular del soluto que es retenido en un 95% a un 98% por la membrana (Aroca & Zuñiga, 2003).

En la actualidad en el mercado están disponibles membranas con una estructura asimétrica que permiten aumentar el flujo y el grosor logrando así una mejor mecánica en su operación. Una característica de la membrana es el punto de corte, que es el diámetro máximo de partícula que es capaz de retener la membrana. Por lo tanto, para poder determinar el poro de la membrana necesario, se debe analizar los tamaños de los compuestos presentes en el extracto los cuales le confieren la propiedad antioxidante a este. En la Tabla 7.15 se pueden ver los tamaños de estos compuestos.

Tabla 7.15: Peso molecular de compuestos antioxidantes presentes en el extracto

Nombre	Peso Molecular
Dihidroxibenzoico Ácido	154,12 [Da]
Clorogénico	354,31 [Da]
Esculetin	178,14 [Da]
Ácido Caféico	180,16 [Da]
Ácido siríngico	198,17 [Da]
Escopoletina	192,16 [Da]
Ácido Vanílico	168,15 [Da]
Ácido salicílico	138,12 [Da]

De acuerdo a estos valores y considerando los requerimientos del proceso, se procede a elegir un equipo marca MEMPURE el que utiliza módulos de fibra hueca de polisulfona con las características y dimensiones presentadas en la Tabla 7.16.

Tabla 7.16: Característica de la membrana de Ultrafiltración

Características generales de la membrana de ultrafiltración	
Marca	MEMPURE
Modelo	10x60
Código	UF16-09
Material de la membrana	PS Modificada
Configuración de membrana	Capilar (dentro-fuera)
Área de membrana	60 [m ²]
Diámetro de poro	250 [mm]
Corte molecular	60-150 kDa
Rango de caudal de diseño	40-125[L/m ² ·h]
Presión de funcionamiento	1-2[bar]
Presión Transmembranal	0,3-1[bar]

Se ocupa la Ecuación 7.19 para determinar la cantidad de módulos a utilizar para cumplir con el requerimiento de filtrar el extracto para salir con una concentración del al 0,054 % de sólidos, se analizó el área de filtrado, el flujo proveniente de la centrifugación y la concentración inicial del extracto.

$$Numerodemodulos = \frac{Flujo\ de\ alimentación}{Caudal\ Promedio\ de\ filtrado \cdot Area\ de\ membrana}$$

Ecuación 7.19

Estimando un flujo promedio de 75 [L/m²·h] y un flujo de alimentación de 54.377,60 [kg/h] o 43.235,75 [L/h], según la densidad de la mezcla de 1,2577 [kg/L], determinada en un picnómetro. Reemplazando estos valores en la Ecuación 7.19, se obtuvo que son necesarios 9,61 ≈ 10 módulos de ultrafiltración para tratar el flujo proveniente del centrifugado. A partir de este valor y de las características de la membrana se obtendrá el flujo de filtrado mediante las ecuaciones de diseño para ultrafiltración.

Ecuaciones de diseño para ultrafiltración

Las membranas se caracterizan a través del coeficiente de retención aparente (R) definido por:

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_b}$$

Ecuación 7.20

Donde:

C_p: Concentración del soluto en el permeado [kg/m³]

C_b: Concentración del soluto en el seno del fluido [kg/m³]

Si se supone que la concentración de salida del concentrado (C_c) es aproximadamente iguala la concentración en el interior del módulo entonces:

$$C_c \approx C_b$$

Por lo tanto la Ecuación 7.20 se puede aproximar a la Ecuación 7.21.

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_c}$$

Ecuación 7.21

Al realizar el balance de masa al antioxidante en el equipo de ultrafiltración para un módulo se obtiene:

$$F_A \cdot C_A = F_C \cdot C_C + F_P \cdot C_P$$

Ecuación 7.22

Donde:

F_A : Flujo de alimentación al módulo [kg/h]

F_C : Flujo de la corriente de concentrado [kg/h]

F_P : Flujo de la corriente de permeado [Kg/h]

C_A : Concentración de sólidos en la alimentación [kg/m³]

C_P : Concentración de sólidos en el permeado del fluido [kg/m³]

C_C : Concentración de sólidos en el concentrado [kg/m³]

Despejando C_P de la Ecuación 7.21 y reemplazando en la Ecuación 7.22 se obtiene:

$$F_P = \frac{F_A}{R} \cdot \left(1 - \frac{C_A}{C_C}\right)$$

Ecuación 7.23

Donde los valores de los flujos y concentraciones se presentan en la Tabla 7.17.

Tabla 7.17: Datos para el cálculo del flujo de permeado

Dato	Valor	Unidad
Flujo de alimentación al módulo	5.437,76	[kg/h]
Flujo de la corriente de concentrado	548,64	[kg/h]
Concentración de sólidos en la alimentación	1,93	[kg/m ³]
Concentración de sólidos en el concentrado	16,210	[kg/m ³]
Concentración de sólidos en el permeado del fluido	0,54	[kg/m ³]

Reemplazando estos valores en la Ecuación 7.23 se obtuvo un flujo de permeado de 4.889,12 [kg/h] por cada módulo de ultrafiltración obteniéndose un flujo total de permeado que será llevado a la entrada de la nanofiltración de 48.864,86 [kg/h].

Los diez+módulos se ubicaran en un bastidor provisto por la misma empresa MEMPURE, las características de este dispositivo se presentan en la Tabla 7.18.

Tabla 7.18: Características bastidor de Ultrafiltración.

Características generales del Bastidor	
Marca	mempure
Modelo	1060-10M
Máximos módulos por bastidor	10
Longitud	2,10[m]
Anchura	1,15[m]
Altura	2,35[m]

Esta etapa utiliza una bomba con motor de 220 [V]. Realizando estimaciones de acuerdo a la información por proveedores, se estima un gasto energético de la bomba de alimentación de 0,805 [Hp] o 0,60 [kW].

Nanofiltración

Como se mencionó con anterioridad, la nanofiltración es una técnica que combina características de ultrafiltración y osmosis inversa, pues su mecanismo de separación se basa tanto en diferencias de tamaño, propio de la ultrafiltración, como en el modelo disolución-difusión, tal como ocurre en osmosis inversa. La nanofiltración es una operación a media-baja presión.

Al igual que el proceso anterior, se utiliza equipos formado por módulos de membrana, fijadas a un soporte común, que cuentan con una bomba de alimentación, de la cual se estima un consumo energético requerido para esta etapa. La membrana de nanofiltración a utilizar para obtener una concentración del 2% de sólidos en el extracto es de la marca AVOTEK, modelo Hydranautics ESP A2-LD-4040, opera a un rango de corte de peso molecular de 100 y 300 Da, por lo cual los compuestos de interés quedan retenidos en la membrana quedando contenidos en el concentrado, esta corriente de permeado es llevada a evaporación para aumentar su concentración hasta llegar a 20% de sólidos.

El modelo del equipo depende en gran parte del tipo de alimentación, calidad, cantidad de sólido y otros factores. Este tipo de equipos son configurables, es decir, pueden ser diseñados dependiendo del caudal de alimentación, el número de membranas y el efecto de filtración deseado. El cual depende directamente de la recuperación deseada y la presión ejercida por la bomba de alimentación para lograr el efecto deseado de separación.

Como se conoce el flujo de permeado que se requiere, el cual debido a la gran cantidad de agua que se utiliza en el proceso es bastante alto (47.626,71 [kg/h] o 762.027,36[L/día]), a partir de este se eligen los equipos. Las características principales de los equipo seleccionados se muestran en la Tabla 7.19.

Tabla 7.19: Características Principales de cada equipo de nanofiltración

Características Principales del Equipo	
Modelo	24.000
Capacidad de producción de permeado	72.700-90.800 [L/día]
Numero de membranas	12
Arreglo	6-6
Presión de alimentación	40-60 [psig]
Presión de operación	80-220 [psig]
Longitud	1,016 [m]
Altura	1,524 [m]
Anchura	0,508 [m]
Retención	98-99,6%

Dada la gran cantidad de extracto a concentrar, se necesitaran 9 equipos de ultrafiltración, cada equipo utiliza una bomba con motor de 220 [V]. Realizando estimaciones de acuerdo a la información por proveedores, se estima un gasto energético de cada equipo es de 5 [Hp], por lo tanto en total son 45 [HP]=33,56 [kW]

7.3.2 Evaporación

Para el diseño de la etapa de evaporación se pueden considerar dos tipos de alimentaciones: cocorriente o contracorriente. La primera configuración dispone la alimentación del vapor vivo

proveniente de la caldera de servicio junto con la alimentación, de forma que el agua evaporada, actúe como vapor vivo durante la evaporación en el efecto siguiente. La evaporación contracorriente en cambio requiere que la alimentación al sistema se realice en el último efecto, mientras que el vapor vivo se suministra en el primer efecto. Esta configuración tiene la ventaja de trabajar con una mayor diferencia de temperatura útil por lo que el vapor vivo se utiliza con una mayor economía del proceso, pero presenta el inconveniente de que el vacío necesario para realizar el proceso se realiza junto a la alimentación, por lo que en el último efecto se requiere de una mayor temperatura de evaporación, resultando dañino en el caso de sustancias termolábiles como lo es el concentrado de antioxidantes. Debido a esto es que se prefiere utilizar un sistema cocorriente. El número de efectos por su parte influye en la economía de operación del proceso, pero suponen una mayor inversión inicial, por lo que se seleccionó el número de efectos de la evaporación de acuerdo a un análisis de factibilidad técnico económica para evaporadores de 1, 2 y 3 efectos. Además se realizarán las siguientes consideraciones:

- La temperatura de salida del último efecto será de 75 [°C], de forma de ingresar al pasteurizador P-1 a la temperatura de reacción posterior.
- La energía transmitida por cada vapor en cada efecto corresponde a su calor latente de vaporización.
- Para el cálculo de las composiciones a la salida de cada efecto, se asume igual cantidad de agua evaporada por efecto.
- Las áreas de cada efecto deben ser iguales.
- Para facilitar el cálculo se considera que el concentrado líquido tiene las mismas propiedades físicas del agua.

Evaporación de un efecto

La evaporación de un efecto se realiza de acuerdo a la notación señalada en la Figura 7.6, siendo L las corrientes líquidas y G las corrientes gaseosas. Los datos requeridos para el diseño del equipo se muestran en la Tabla 7.20. El valor de U es calculado de acuerdo la Ecuación 7.34 ingresando con la temperatura de salida del líquido, mientras que los valores de los calores latentes son obtenidos desde las tablas de vapor a las temperaturas de cada corriente.

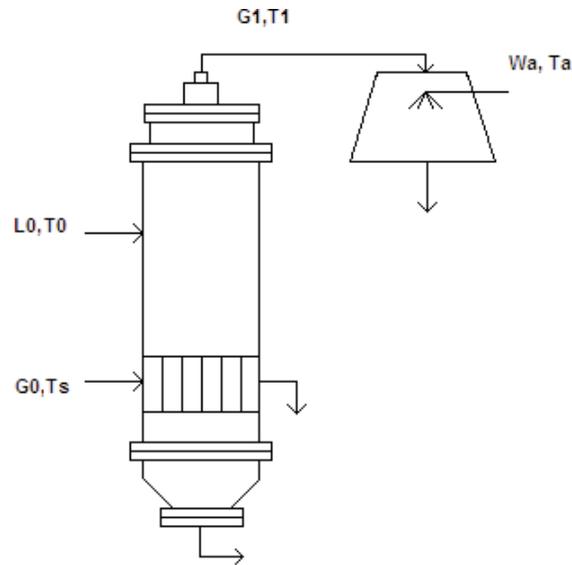


Figura 7.6: Evaporación de un efecto

Tabla 7.20: Datos ingresados para el evaporador de un efecto

Variable	Valor	Unidad
L_0	1.263,13	[kg/h]
T_0	60	[°C]
T_s	121	[°C]
T_1	70	[°C]
X_0	0,05	
X_1	0,2	
U_1	1.222,50	[kcal/h m ² °C]
λ_0	525,31	[kcal/kg]
λ_1	557,79	[kcal/kg]

La diferencia de temperatura útil ($\Delta T_{\text{útil}}$) corresponde a la diferencia que existe entre el último efecto y la temperatura del vapor vivo alimentado, que en este caso es:

$$\Delta T_{\text{útil}} = 121 - 70 = 51[\text{°C}]$$

Para el cálculo de la capacidad calorífica de la solución se utilizan las siguientes correlaciones, en función de la temperatura, expresada en [K] (Walter F & Conrad, 2008):

$$Cp_{\text{agua}} \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}} \right] = \frac{2,763 \cdot 10^5 - 2,0901 \cdot 10^3 \cdot T + 8,125 \cdot T^2 - 1,4116 \cdot 10^{-2} \cdot T^3 + 9,3701 \cdot 10^{-6} \cdot T^4}{1000 \cdot 4,18 \cdot 18}$$

Ecuación 7.24

Donde:

T: Temperatura [K]

Se considera que la capacidad calorífica de la solución es similar a la del agua. Reemplazando los valores de temperatura y composición en la Ecuación 7.24, obtiene:

$$Cp_{\text{solución a } 60^\circ\text{C}} \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}} \right] = \frac{2,763 \cdot 10^5 - 2,0901 \cdot 10^3 \cdot (333,15) + 8,125 \cdot (333,15)^2 - 1,4116 \cdot 10^{-2} \cdot (333,15)^3 + 9,3701 \cdot 10^{-6} \cdot (333,15)^4}{1000 \cdot 4,18 \cdot 18}$$

$$Cp_{\text{solución a } 60^\circ\text{C}} = 1,00001 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}} \right]$$

$$Cp_{\text{solución a } 70^\circ\text{C}} \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}} \right] = \frac{2,763 \cdot 10^5 - 2,0901 \cdot 10^3 \cdot (343,15) + 8,125 \cdot (343,15)^2 - 1,4116 \cdot 10^{-2} \cdot (343,15)^3 + 9,3701 \cdot 10^{-6} \cdot (343,15)^4}{1000 \cdot 4,18 \cdot 18}$$

$$Cp_{\text{solución a } 70^\circ\text{C}} = 1,00157 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}} \right]$$

El vapor vivo alimentado se calcula mediante un balance de energía simple dado por la Ecuación 7.25:

$$L_0 \cdot (Cp_{\text{solución } 70} \cdot T_1 - Cp_{\text{solución } 60} \cdot T_0) + \lambda_1 \cdot G_1 = \lambda_0 \cdot G_0$$

Ecuación 7.25

Conociendo $G_1 = 1.136,82 \left[\frac{kg}{h} \right]$ mostrada en la Tabla 6.8 y reemplazando en la Ecuación 7.22 se obtiene el valor de G_0 :

$$G_0 = \frac{1.263,13 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot \left(1,00157 \left[\frac{kcal}{kg K} \right] \cdot 343,15[K] - 1,00001 \left[\frac{kcal}{kg K} \right] \cdot 333,15[K] \right) + 557,79 \left[\frac{kcal}{kg} \right] \cdot 1.136,82 \left[\frac{kg}{h} \right]}{525,31 \left[\frac{kcal}{kg} \right]}$$

$$= 1.232,44 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El calor transferido se calcula de acuerdo a la Ecuación 7.26

$$Q = G_0 \cdot \lambda_0$$

Ecuación 7.26

$$Q = 1.232,44 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 525,31 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = 647.415,07 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{\text{útil}}}$$

Ecuación 7.27

$$A = \frac{647.415,07}{1.225,50 \cdot 51} = 5,03[m^2]$$

Evaporación de doble efecto

Para la evaporación de doble efecto se tiene la misma diferencia útil de temperaturas que en la evaporación de un efecto (51 [°C]), pero el vapor de salida del primer efecto es el vapor de alimentación en el segundo efecto. Planteando el balance de masa para el equipo se tiene:

$$G_0 \cdot \lambda_0 = G_1 \cdot \lambda_1 + L_0 \cdot (Cp_1 \cdot T_1 - Cp_0 \cdot T_0)$$

Ecuación 7.28

$$G_1 \cdot \lambda_1 = G_2 \cdot \lambda_2 + (L_0 - G_1) \cdot (Cp_2 \cdot T_2 - Cp_1 \cdot T_1)$$

Ecuación 7.29

$$G_1 + G_2 = G_{evap}$$

Ecuación 7.30

El valor de G_{evap} proviene de la Tabla 6.8 del balance de masa realizado en la sección 6.3.5 y corresponde a 1.136,82 [kg/h], mientras que L_0 corresponde al flujo de entrada al sistema F23, 1.263,13 [kg/h]. Para el cálculo de temperaturas entre cada efecto y el coeficiente integral de transferencia de calor de cada efecto se realiza el procedimiento descrito en la sección de evaporadores de tres efectos reduciendo el número de efectos a dos, por lo que solamente se presentan los resultados obtenidos en el diseño de esta configuración de evaporación.

Tabla 7.21: Datos y resultados obtenidos para la evaporación de doble efecto

Variable	Valor	Unidad
L_0	1.263,13	[kg/h]
T_0	60	[°C]
T_s	121	[°C]
T_1	99,7	[°C]
T_2	70	[°C]
X_0	0,05	
X_1	0,2	
U_1	3.185	[kcal/h m ² °C]
U_2	2.525	[kcal/h m ² °C]
λ_0	525,31	[kcal/kg]
λ_1	539,44	[kcal/kg]
λ_2	557,79	[kcal/kg]
G_0	647,24	[kg/h]

Variable	Valor	Unidad
L_0	1.263,13	[kg/h]
T_0	60	[°C]
T_s	121	[°C]
T_1	99,7	[°C]
T_2	70	[°C]
G_1	556,63	[kg/h]
G_2	566,65	[kg/h]
A	4,14	[m ²]

Evaporación de triple efecto

El evaporador de triple efecto no será analizado en gran detalle debido a la similitud de diseño respecto al de doble efecto, por lo que sólo se describirá este. El esquema de la configuración del evaporador de triple efecto se presenta en la Figura 7.7.

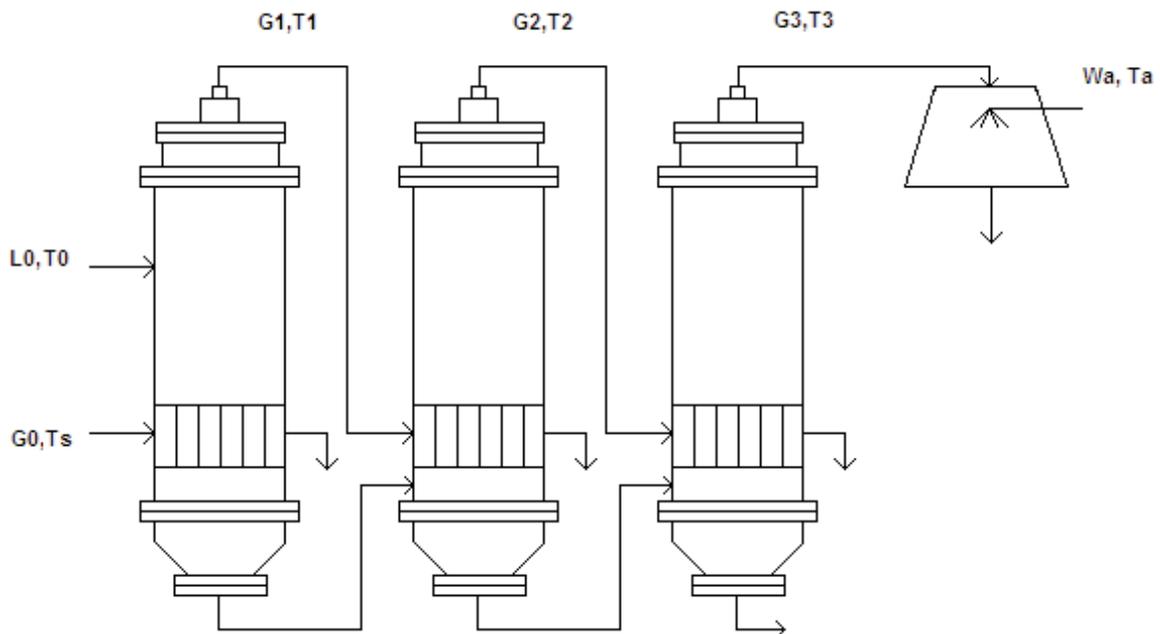


Figura 7.7: Evaporación de triple efecto

La forma de diseño del evaporador de triple efecto requiere de un proceso iterativo, el que se realiza tres veces, comprobando la disminución del error entre las áreas calculadas para cada efecto. Este proceso iterativo se describe a continuación:

A partir de los datos de entrada al sistema se calcula la diferencia útil de temperatura en el sistema y se estima el coeficiente integral de transmisión de calor dividiendo la diferencia útil de temperatura por el número de efectos y calculando las temperaturas intermedias en cada efecto mediante la Ecuación 7.31, Ecuación 7.32 y Ecuación 7.33 calculando los valores de U a través la Ecuación 7.34.

$$T_1 = T_s - \Delta T_1$$

Ecuación 7.31

$$T_2 = T_1 - \Delta T_2$$

Ecuación 7.32

$$T_3 = T_2 - \Delta T_3$$

Ecuación 7.33

$$U_i = (33 \cdot T_i + 215)$$

Ecuación 7.34

Donde:

U_i : Coeficiente global de transferencia de calor para efecto i

T_i : Temperatura del efecto i

Obtenidos los valores de U y asumiendo áreas iguales se utiliza la Ecuación 7.35 para formar las siguientes igualdades.

$$A_1 \cdot \Delta T_1 \cdot U_1 = A_2 \cdot \Delta T_2 \cdot U_2 = A_3 \cdot \Delta T_3 \cdot U_3$$

Ecuación 7.35

Con estas igualdades se puede obtener el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\Delta T_1 \cdot U_1 = \Delta T_2 \cdot U_2$$

$$\Delta T_2 \cdot U_2 = \Delta T_3 \cdot U_3$$

$$\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = \Delta T_{\text{útil}}$$

El $\Delta T_{\text{útil}}$ corresponde a 51[°C] al igual que para uno y dos efectos De acuerdo a estas ecuaciones se obtienen los valores corregidos de la temperatura, los que a su vez determinarán los coeficientes integrales de transmisión de calor U, que en caso de ser distintos a los estimados anteriormente se deben repetir estos pasos hasta llegar a valores de estimación cercanos.

Una vez obtenidos estos valores, se plantean los balances de energía para cada uno de los efectos de acuerdo a la Ecuación 7.36, Ecuación 7.37, Ecuación 7.38 y Ecuación 7.39.

$$G_0 \cdot \lambda_0 = G_1 \cdot \lambda_1 + L_0 \cdot (Cp_1 \cdot T_1 - Cp_0 \cdot T_0)$$

Ecuación 7.36

$$G_1 \cdot \lambda_1 = G_2 \cdot \lambda_2 + (L_0 - G_1) \cdot (Cp_2 \cdot T_2 - Cp_1 \cdot T_1)$$

Ecuación 7.37

$$G_2 \cdot \lambda_2 = G_3 \cdot \lambda_3 + (L_0 - G_1 - G_2) \cdot (Cp_3 \cdot T_3 - Cp_2 \cdot T_2)$$

Ecuación 7.38

$$G_1 + G_2 + G_3 = G_{evap}$$

Ecuación 7.39

El valor de G_{evap} proviene de la Tabla 6.8 del balance de masa y corresponde a 1.136,82[kg/h]. Obtenidos los valores de G_0 , G_1 , G_2 y G_3 se pueden obtener las nuevas concentraciones de las corrientes en cada evaporador y con ello nuevos calor específicos, las transferencias de calor en cada uno de los efectos, conocidos los coeficientes integrales de transferencia de calor y las diferencias útiles de temperatura por efectos se calcula el área de cada efecto mediante la Ecuación 7.35. Si las diferencias entre las áreas son significativas se itera el diseño mediante la Ecuación 7.40 y Ecuación 7.41.

$$A_{promedio} = \frac{\sum \frac{Q_i}{U_i}}{\Delta T'_{\text{útil}}}$$

Ecuación 7.40

$$\Delta T'_{\text{útil}} = \frac{\frac{Q_i}{U_i}}{A_{promedio}}$$

Ecuación 7.41

Un resumen con los resultados obtenidos para este proceso iterativo se presenta en la Tabla 7.22.

Tabla 7.22: Resultados del diseño de evaporadores triple efecto

Parámetro	1° Iteración	2° Iteración	3° Iteración
U_1 [kcal/h m ² °C]	3643,05	3643,05	3643,05
U_2 [kcal/h m ² °C]	2836,2	2836,2	2836,2
U_3 [kcal/h m ² °C]	1246,95	1246,95	1246,95
λ_0 [kcal/kg]	525,25	525,25	525,25
λ_1 [kcal/kg]	534,15	534,15	534,15
λ_2 [kcal/kg]	545,16	545,16	545,16
λ_3 [kcal/kg]	569	569	569
ΔT útil [°C]	51	51	51
T_0 [°C]	60	60	60
T_1 [°C]	107,36	107,1	107,1
T_2 [°C]	91,7	90,91	90,88
T_3 [°C]	70	70	70
Cp_0 [kcal/kg K]	0,969	0,969	0,969
Cp_1 [kcal/kg K]	0,964	0,967	0,967
Cp_2 [kcal/kg K]	0,928	0,942	0,942
Cp_3 [kcal/kg K]	0,776	0,776	0,776
G_0 [kg/h]	472,64	472,57	419,63
G_1 [kg/h]	381,23	381,27	411,24
G_2 [kg/h]	344,9	344,96	367,1
G_3 [kg/h]	396,67	396,57	344,47
A_1 [m ²]	3,88	3,9	3,9
A_2 [m ²]	3,92	3,94	3,93
A_3 [m ²]	4,25	4,26	4,26
%Error (1- A_2/A_1)	1,03%	1,03%	0,77%
%Error (1- A_3/A_1)	9,54%	9,23%	9,23%
%Error (1- A_3/A_2)	8,42%	8,12%	8,39%
A_{prom} [m ²]	4,02	4,03	4,03

Condensación de los vapores de salida

El valor de la cantidad de agua requerida para condensar el vapor (W_a) se calcula mediante un balance de energía de acuerdo a la Ecuación 7.42:

$$W_v \cdot H_v + W_a \cdot H_{L_1} = (W_v + W_a) \cdot H_{L_2}$$

Ecuación 7.42

Donde:

W_v : Masa de Vapor a condensar, correspondiente a G1, G2 o G3 para los evaporadores de uno, dos o tres efectos respectivamente [kg/h]

W_a : Masa de agua necesaria para provocar la condensación [kg/h]

H_v : Entalpía del vapor a 70 [°C]; 627,82 [kcal/kg]

H_{L_1}, H_{L_2} : Entalpía del agua a la entrada y salida; 9,80 y 70,02 [kcal/kg] respectivamente

Realizando un ejemplo de cálculo con el valor de vapor y considerando la entrada de agua a 11 [°C] y la salida a 70 [°C] con la Ecuación 7.42 se tiene:

$$1.136,82 \cdot 627,82 + W_a \cdot 9,80 = (1.136,82 + W_a) \cdot 70,02$$

$$W_a = 10.530 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

7.4 ESTERILIZACIÓN DEL EXTRACTO

7.4.1 Intercambiador de placas para pasteurizar

El extracto luego de ser filtrado y evaporado pasa por un sistema de red de intercambiadores de calor constituido por dos intercambiadores de placa dedicados al proceso de pasteurización, los cuales se presentan en la Figura 7.8 como I-1 e I-2. La elección de esta configuración se basa en lo siguiente:

El intercambiador I-1 precalienta el líquido proveniente de la nanofiltración antes de ser pasteurizado en I-2, desde 70 a 109 [°C], mediante la recirculación del líquido pasteurizado que a su vez se enfría desde 115 [°C] hasta 75 [°C].

El intercambiador I-2 mediante líquido saturado a 121 [°C] lleva el líquido con extracto de antioxidantes hasta la temperatura de pasteurización, es decir desde 109 hasta 115[°C], siendo este luego recirculado a I-1 para finalmente salir de este proceso.

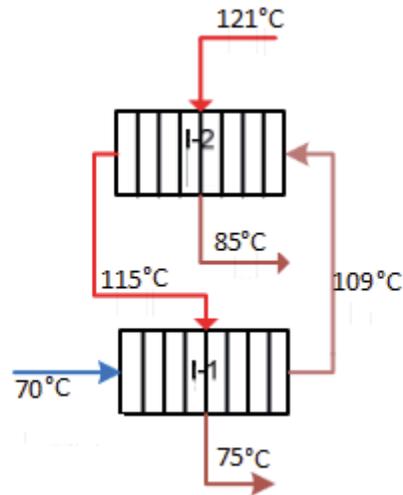


Figura 7.8: Intercambiador de placa

Características de los intercambiadores de placa

El equipo seleccionado para el proceso debe ser capaz de soportar los flujos de operación a los cuales es sometido, ser resistente a las temperaturas de operación y caídas de presión del sistema, poseer la capacidad adecuada para la cantidad de placas que se requieren por operación de intercambio de calor, de manera de no sobredimensionarlo y reducir así los costos involucrados en la inversión. Es por esto que se selecciona el modelo Alfa Laval TL3- FG, el que posee las dimensiones resumidas en la Tabla 7.23.

Tabla 7.23: Dimensiones de Intercambiador Alfa Laval TL3-FG

Características	Valor
Modelo	Alfa Laval TL3-FG
Grosor placa (w)	0,0004 [m]
Espaciamento entre placas (b)	0,0024 [m]
Ancho placas (W)	0,19 [m]
Altura placas (H)	0,648 [m]
Diámetro tuberías (D)	0,03175 [m]
L mínimo intercambiador	0,42 [m]
Conductividad	16,3 [m]

De acuerdo a estos datos se pueden realizar los siguientes cálculos.

$$A_t = 2 \cdot H \cdot W^2 - \pi \cdot D^2$$

Ecuación 7.43

$$A_f = W \cdot b$$

Ecuación 7.44

$$D_{eq} = \frac{4 \cdot W \cdot b}{2 \cdot (W + b)}$$

Ecuación 7.45

Donde:

At: Área de transferencia de las placas [m²]

Af: Área de flujo a través de las placas [m²]

Deq: Diámetro equivalente [m²]

Reemplazando las características del intercambiador en la Ecuación 7.43, Ecuación 7.44 y Ecuación 7.45 se obtienen los resultados presentados en la Tabla 7.24, los que se utilizarán para el cálculo de flujos por secciones en el diseño de los intercambiadores.

Tabla 7.24: Dimensiones Intercambiador

Parámetros	Valor
Área de Trasnferencia	436,2 [cm ²]
Área de flujo	4,560 [cm ²]
Diámetro equivalente (De)	0,474 [cm]

Para el cálculo de las temperaturas a través de I-1 de la Figura 7.7 se sabe que el flujo caliente y el frío es el mismo flujo recirculado.

De acuerdo a esto, se plantea un balance de energía para el cálculo de la temperatura de salida de la corriente fría del intercambiador I-1 según la Ecuación 7.46.

$$m_{F3} \cdot Cp_{F3} \cdot (t1 - t2) = m_{F4} \cdot Cp_{F4} \cdot (T2 - T1)$$

Ecuación 7.46

Donde:

m_{F3} : Flujo de la corriente 3 (fría) que entra al intercambiador de calor (I-1) [kg/s]

m_{F4} : Flujo de la corriente 4 (caliente) que entra al intercambiador de calor (I-1) [kg/s]

t1, t 2: Temperatura de entrada y salida para la corriente fría [°C]

T1, T 2: Temperatura de entrada y salida para la corriente caliente [°C] m

Cp_{F3} : Calor especifico promedio entre la temperatura T 1 y T 2 de la corriente 3 [J/kg · °C] m

$C_{p_{F4}}$: Calor específico promedio entre la temperatura t_1 y t_2 de la corriente 4 [J/kg · °C] Donde la corriente fría de entrada es la corriente de salida de la separadora centrífuga.

Donde la corriente fría de entrada es la corriente de salida del evaporador.

$$0,0351 \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot 3139,7 \left[\frac{J}{Kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (115 - 75) [^\circ C] = 0,0351 \left[\frac{Kg}{s} \right] \cdot 3139,7 \left[\frac{J}{Kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (t_2 - 70) [^\circ C]$$

$$t_2 = 109 [^\circ C]$$

Los datos de entrada y salida de las corrientes fría y caliente se presentan en la Tabla 7.25. Además se presenta las temperaturas promedio de estas corrientes, necesarias para evaluar las propiedades físicas de ambas corrientes.

Tabla 7.25: Temperatura de corrientes fría y caliente en I-1

I-1	Corriente fría	Corriente caliente
Temperatura de entrada [°C]	70	115
Temperatura de salida [°C]	109	75
Temperatura promedio [°C]	89,5	95

A partir de las temperaturas promedio de las corrientes, se calculan las propiedades físicas de las corrientes (Kern, 1999), las que se resumen en la Tabla 7.26.

Tabla 7.26: Propiedades físicas de las corrientes frías y calientes en I-1

Propiedades	Corriente fría	Corriente caliente
Viscosidad cinemática (μ) [kg/m s]	0,00105	0,00057
Conductividad (k) [W/m K]	0,5	0,523
Calor específico C_p [J/kg K]	3139,7	3139,7

Estas propiedades de la corriente fría y caliente se utilizan para los siguientes cálculos.

Para calcular el área total de transferencia de calor a utilizar en el intercambiador de placas se utiliza la Ecuación 7.47.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta LMTD}$$

Ecuación 7.47

Donde:

Q : Calor transferido

U : Coeficiente global de transferencia de calor [$\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$]

$\Delta LMTD$: Media logarítmica de diferencias de temperatura [$^\circ\text{C}$]

La cantidad de calor a transferir en el sistema se determina mediante la Ecuación 7.48, basado en la transferencia desde la corriente fría:

$$Q = m_{F4} \cdot Cp_{F4} \cdot (t_2 - t_1)$$

Ecuación 7.48

$$Q = 0,0351 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \cdot 3.139,7 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] \cdot ((109 + 273,15) - (70 + 273,15)) [\text{K}] = 4.296,23 [\text{W}]$$

Para la diferencia media logarítmica en las corrientes se utiliza la Ecuación 7.49.

$$\Delta LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$$

Ecuación 7.49

Donde:

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida de la corriente caliente [°C]

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y salida de la corriente fría [°C]

Reemplazando las temperaturas de la Tabla 7.20 se obtiene

$$\Delta LMTD = \frac{(115 - 94) - (90 - 70)}{\ln\left(\frac{115-94}{90-70}\right)} = 5,48[^\circ C]$$

El cálculo del coeficiente global de transferencia está dado por la Ecuación 7.50.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{hf} + \frac{1}{hc} + \frac{w}{k} + Rd}$$

Ecuación 7.50

Donde:

hf, hc : Coeficientes de transferencia de calor del lado frío y caliente [$W/m^2 \cdot K$]

w : Grosor de la placa; 0,0004 [m]

k : Conductividad de la placa; 16,3 [$W/m \cdot K$]

Rd : Factor de obstrucción del intercambiador; $8,5 \cdot 10^{-5}$ [$m^2 \cdot K/W$], (Kern, 1999)

Para que se cumpla la condición de turbulencia, el número adimensional Reynolds debe ser mayor a 4000 (Kern, 1999). Por lo tanto primero se determina el número de Reynolds para (N_{Re}) determinar el tipo de flujo que se está tratando mediante la Ecuación 7.51.

$$N_{Re} = \frac{Deq \cdot G/n}{\mu}$$

Ecuación 7.51

Donde:

G : Flujo de entrada sobre unidad de área de flujo [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

μ : Viscosidad, [$\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$]

n : Número de pasos a utilizar en la configuración de placas; 1

Deq : Diámetro equivalente; 0,00474 [m]

El valor de G se obtiene tanto para las corrientes fría y caliente como sigue:

$$G_{frio} = G_{caliente} = \frac{F_{F2}}{A_f} = \frac{126,31 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot \frac{1}{3600} \left[\frac{\text{h}}{\text{s}} \right]}{4,56 [\text{cm}^2] \cdot \frac{1}{100^2} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{cm}^2} \right]} = 76,94 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right]$$

Para la corriente fría y caliente se tiene:

$$N_{Ref} = \frac{\frac{0,474}{100} \cdot \frac{76,94}{1}}{0,00105} = 347,35$$

$$N_{Rec} = 639,86$$

El número de Prandtz (N_{Pr}) por su parte se calcula mediante la Ecuación 7.52.

$$N_{Prf} = \frac{Cp \cdot \mu}{k}$$

Ecuación 7.52

Donde:

Cp : Capacidad calorífica de la corriente [J/kg K]

μ : Viscosidad cinemática [Kg/m s]

k : Conductividad térmica de la corriente [W/m k]

Para las corrientes fría y caliente se tiene:

$$N_{Prf} = \frac{3139,7 \left[\frac{J}{kg \cdot K} \right] \cdot 0,00105 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,5} = 6,593$$

$$N_{prc} = 3,422$$

Los coeficientes de transferencia de calor (h), para régimen turbulento y fluidos poco viscosos se determinan por medio de la Ecuación 7.53:

$$h = 0,2535 \left(\frac{k}{Deq} \right) \cdot N_{Re}^{0,65} \cdot N_{Pr}^{0,4}$$

Ecuación 7.53

Donde:

k : Conductividad térmica de la corriente [BTU/h pie °F]

Para ambas corrientes se tiene:

$$h_f = 0,2535 \cdot \left(\frac{0,5}{\frac{0,474}{100}} \right) \cdot 347,35^{0,65} \cdot 6,593^{0,4} \left[\frac{W}{m \cdot K} \right] = 2.548,60 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$$

$$h_c = 3.050,35 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$$

El resumen de estos cálculos se presenta en la Tabla 7.27.

Tabla 7.27: Números adimensionales y coeficiente de transferencia de calor para las corrientes

Parámetro	Corriente fría	Corriente caliente
G [kg/m ² s]	76,94	76,94
N _{Pr}	6,593	3,422
N _{re}	347,35	639,86
h [W/m K]	2.548,60	3.050,35

Luego, reemplazando los valores de h de la Tabla 7.27 en la Ecuación 7.50 se obtiene:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{2.548,60} + \frac{1}{3.050,35} + \frac{0,0004}{16,3} + 8,5 \cdot 10^{-5}} = 1.205,19 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Al reemplazar todos estos resultados obtenidos en la Ecuación 4.47 y calculando la LMTD mediante la Ecuación 7.49 con los datos de la tabla 7.20, se obtiene el área del intercambiador como:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} = \frac{4.296,23}{1.205,19 \cdot 5,48} = 0,650 [m^2]$$

Para el cálculo del número total de unidades de transferencia (NTU) se usa la Ecuación 7.54.

$$NTU = \frac{U \cdot A}{m_{F4} \cdot Cp_{F4}}$$

Ecuación 7.54

Reemplazando los resultados obtenidos se obtienen:

$$NTU = \frac{1.205,19 \cdot 0,650}{0,0351 \cdot 3139,7} = 7,11$$

Este valor se aproxima a 8 NTU, luego se calcula el área corregida determinada por la Ecuación 7.55.

$$A' = \frac{Q}{U \cdot LMTD \cdot F''}$$

Ecuación 7.55

Desde el Apéndice A.3 se obtiene un valor de F'' de 0,95 para un paso. Finalmente, reemplazando en la Ecuación 7.55 se obtiene el valor del área corregida:

$$A' = \frac{4.296,23}{1.205,19 \cdot 5,48 \cdot 0,95} = 0,684[m^2]$$

El número total de placas (NTP) viene dado finalmente por la Ecuación 7.56:

$$NTP = \frac{A'}{A_t}$$

Ecuación 7.56

Reemplazando los valores en la Ecuación 7.56 se obtiene el número de placas:

$$NTP = \frac{0,681}{0.0436} = 15,68 \equiv 16$$

Este número corresponde al número de placas efectivas que realizarán la transferencia de calor, sin embargo se le deben sumar 2 placas que corresponden a los ingresos de los flujos por donde no existe transferencia de calor, resultando en 18 placas.

Caída de presión en I-1

Para el cálculo de la caída de presión en ambas corrientes a través del intercambiador, una vez conocida la cantidad de placas necesarias se utiliza la Ecuación 7.57 (Kuppan, 2000).

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{g \cdot \rho \cdot Deq}$$

Ecuación 7.57

El factor de fricción se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 7.58.

$$f = 2,5 \cdot \left(\frac{G \cdot Deq}{\mu} \right)^{-0,3}$$

Ecuación 7.58

El largo efectivo de la cañería por su parte será dado por la Ecuación 7.59.

$$L = L_{min} + (Np + 2) \cdot (w + b)$$

Ecuación 7.59

Donde:

ΔP : Caída de presión de la cañería [kg/m s^2]

f : Factor de fricción en la cañería

G : Flujo másico por unidad de área de la corriente fría y caliente; 76,94 [$\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$]

g : Fuerza de gravedad; 9,8 [m/s^2]

ρ : Densidad de la corriente fría y caliente; 1.000 [kg/m^3]

μ : Viscosidad de la corriente fría y caliente; 0,00105 y 0,00057 [$\text{kg/m} \cdot \text{s}$]

Deq : Diámetro equivalente 0,00474 [m]

L_{min} : Largo mínimo de la cañería en el intercambiador dado por el fabricante; 0,42 [m]

L : Largo efectivo de la cañería [m]

Np : Número de placas calculado; 5

w : Espesor de las placas; $4 \cdot 10^{-4}$ [m]

b : Espaciamiento entre las placas; $2,4 \cdot 10^{-3}$ [m]

Reemplazando los datos en la Ecuación 7.57, Ecuación 7.58 y Ecuación 7.59 y realizando un ejemplo de cálculo para la corriente fría se obtiene:

$$L = 0,42[m] + (18) \cdot (0,0004 + 0,0024)[m] = 0,47[m]$$

$$f = 2,5 \cdot \left(\frac{76,94 \cdot 0,00474}{0,00105} \right)^{-0,3} = 0,432$$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 0,432 \cdot (76,94)^2 \cdot 0,47}{9,8 \cdot 1000 \cdot 0,00474} = 51,82 \left[\frac{kg}{m \cdot s^2} \right]$$

El resumen de los resultados obtenidos se presenta en la Tabla 7.28.

Tabla 7.28: Caídas de presión de las cañerías de I-1

I-1	Corriente fría (F3)	Corriente caliente (F4)
G [kg/m ² ·s]	76,94	76,94
Densidad corrientes [kg/m ³]	1.000	1.000
L [m]	0,47	0,47
Caída de Presión [kg/m s ²]	51,82	43,15
<i>f</i>	0,432	0,360

Intercambiador de placas I-2

El diseño del intercambiador I-2 se realiza de manera análoga al intercambiador I-1, utilizando el mismo equipo, por lo que solamente se resaltarán las principales diferencias encontradas en el diseño.

En este intercambiador es donde ocurre el proceso de pasteurización, al llevar el concentrado de antioxidante hasta una temperatura de 115 [°C]. Para realizar el calentamiento se utiliza líquido saturado a 121[°C], definiéndose su temperatura de salida en 85[°C], de forma que esta sea mayor a la temperatura de entrada de la corriente fría y el proceso se puede llevar a cabo. El flujo másico del líquido de calentamiento se calcula de acuerdo a lo siguiente:

$$m_{F4} \cdot Cp_{F4} \cdot (t_2 - t_1) = m_{Fc} \cdot Cp_{Fc} \cdot (T_1 - T_2)$$

$$0,0351 \cdot 3.139,7 \cdot (115 - 109) = m_{Fc} \cdot 4.226,93 \cdot (121 - 85)$$

$$m_{Fc} = 0,004 \left[\frac{kg}{s} \right]; Q = 6560,96 [W]$$

El resumen de las temperaturas obtenidas así como su promedio y los cálculos de las propiedades físicas se presentan en la Tabla 7.29 y Tabla 7.30.

Tabla 7.29: Datos de entrada de corrientes frías y caliente en I-2

I-2	Corriente fría	Corriente caliente
Temperatura de entrada [°C]	109	121
Temperatura de salida [°C]	115	85
Temperatura promedio [°C]	112	103

Tabla 7.30: Propiedades físicas de las corrientes frías y calientes en I-2

Propiedades	Corriente fría	Corriente caliente
Viscosidad cinemática (μ) [kg/m·s]	0,00048	0,00028
Conductividad (k) [W/m·K]	0,5624	0,724
Calor específico Cp [J/kg·K]	3.139,7	4.226,93

El cálculo de la media logarítmica de temperatura estará dado como:

$$\Delta LMTD = \frac{(121 - 115) - (109 - 85)}{\ln\left(\frac{121-115}{109-85}\right)} = 12,98 [^{\circ}C]$$

El resumen del diseño por el lado de las corrientes se presenta en la Tabla 7.31, obtenidos utilizando los datos de la Tabla 7.29 y a Ecuación 7.51, Ecuación 7.52 y Ecuación 7.53.

Tabla 7.31: Resultados obtenidos en el diseño del I-2

Parámetro	Corriente fría	Corriente caliente
G [kg/m ² ·s]	76,94	0,002
N _{Pr}	2,680	1,635
N _{re}	759,83	0,044
h [W/m·K]	3.326,09	6,34

Finalmente, utilizando la Ecuación 7.47, Ecuación 7.48, Ecuación 7.49 y Ecuación 7.50 con los datos de la Tabla 7,29, Tabla 7,30 y Tabla 7.31 se obtienen los resultados del diseño, resumidos en la Tabla 7.32.

Tabla 7.32: Resultado obtenido en el diseño de I-2

Parámetro	Valor	Unidad
Q	660,96	[W]
U	6,25	[W/m ² ·°C]
LMTD	12,98	[°C]
A	8,15	[m ²]
NTU	1,00	
F	0,95	
A'	8,58	[m ²]
NTP+2	2,53	

Caída de presión en I-2

La caída de presión en I-2 se calcula similar a la sección anterior utilizando la Ecuación 7.57, Ecuación 7.58 y Ecuación 7.59, por lo que solamente se pondrán los resultados de estas, resumidos en la Tabla 7.33.

Tabla 7.33: Caídas de presión en las cañerías del I-2

I-4	Corriente fría	Corriente caliente
G [kg/m ² ·s]	76,94	0,002
Densidad corrientes [kg/m ³]	1.000	1.000
L [m]	0,470	0,470
f	0,342	6,346
Caída de Presión [Kg/m·s ²]	760,93	9·10 ⁻⁷

7.4.2 Estanque de almacenamiento del concentrado de antioxidante

El volumen necesario para el almacenamiento del concentrado de antioxidante se realiza en base al volumen útil de este, considerando que este producto es retirado una vez a la semana y que la densidad del líquido es similar a la del agua, se calcula según lo siguiente:

$$V_u = \frac{126,31 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 16[h] \cdot 5 \cdot 1,2}{1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} = 12,13[m^3]$$

Se diseña el estanque de almacenamiento de manera tal que tenga un 20% más del volumen útil por seguridad.

El diseño del estanque se realiza de acuerdo a las cotas observadas en la Figura 7.9.

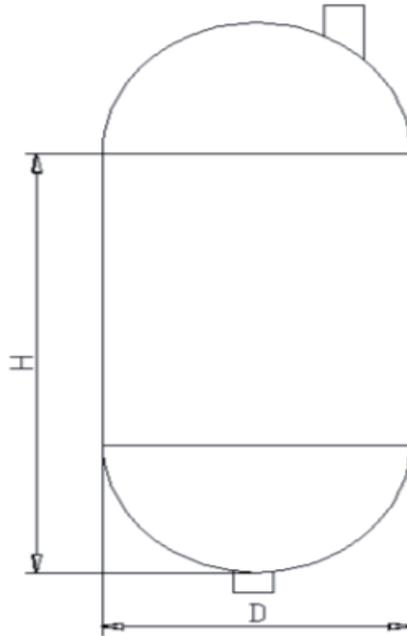


Figura 7.9: Cotas del estanque de almacenamiento del concentrado de antioxidante

La relación típica entre altura del tanque y su diámetro (H/D) se mueven entre 1 y 3, mientras que el volumen útil del tanque se calcula según la Ecuación 7.60.

$$V_u = V_e + V_c$$

Ecuación 7.60

$$V_e = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \frac{D^3}{2}$$

Ecuación 7.61

$$V_c = \pi \cdot \frac{D^2}{2} \cdot (H - D)$$

Ecuación 7.62

$$V_E = V_u + V_c$$

Ecuación 7.63

Donde:

V_e : Volumen de la semiesfera [m³]

V_c : Volumen del cilindro [m³]

V_E : Volumen total del estanque [m³]

Utilizando una relación $H/D=2$ y reemplazando en las ecuaciones anteriores, se tiene los resultados presentados en la Tabla 7.34.

Tabla 7.34: Dimensiones del estanque para el almacenamiento del concentrado de antioxidante

Parámetro	Valor	Unidades
H/D	2	
H	3,32	[m]
D	1,66	[m]
V_c	7,2	[m ³]
V_e	4,8	[m ³]
V_E	19,2	[m ³]

7.5 PRODUCCIÓN DE FIBRA

7.5.1 Secador

Para el secado del producto se selecciona un secador spray de ciclo abierto, en el cual el producto se alimenta con ayuda de un atomizador rotatorio de discos y el medio de secado se trata de aire obtenido del ambiente calentado indirectamente, el que luego es liberado nuevamente con un mayor contenido de humedad. Por otro lado, se selecciona una modalidad de operación en co-corriente (el producto y el aire pasan por la cámara de secado en la misma dirección), arreglo que

es ampliamente usado para el secado de productos sensibles a altas temperaturas (Masters, 1991).

Por ultimo como sistema de recuperación del producto seco que es arrastrado por el aire de secado, se selecciona un ciclón separador debido a que se trata de la alternativa de menor costo, siendo a su vez eficiente y fácil de limpiar.

Diseño de la cámara de secado

Para la modalidad de operación de secador spray descrita anteriormente y las características del producto a secar, se tienen una serie de recomendaciones y valores estándar que se presentan en la Tabla 7.35.

Tabla 7.35: Condiciones estándar para el dimensionamiento de un secador spray

Condición	Valor	Unidades
Temperatura máxima de calentamiento indirecto del aire	320	[°C]
Tamaño medio de partícula (atomizador rotatorio)	20-80	[µm]
Relación altura diámetro de la cámara (modalidad co-corriente y atomizador rotatorio)	0,6:1 - 1:1	
Diámetro mínimo (Capacidad evaporativa ≈1000 kg/h)	4	[m]

Para cámaras de secado cilíndricas con base cónica, con una altura cilíndrica (h) y un ángulo cónico (60°) el volumen puede expresarse según la Ecuación 7.64.

$$V = 0,7854 \cdot D_{ch}^2 \cdot (h + 0,2886 \cdot D_{ch})$$

Ecuación 7.64

Donde:

D_{ch} : Diámetro de la cámara, [m]

h: Altura de la sección cilíndrica, [m]

Luego, según lo expuesto en la Tabla 7.30 se selecciona un diámetro de 4 [m] y una relación altura diámetro dada por la Ecuación 7.65.

$$\frac{h}{D_{ch}} = 0,6$$

Ecuación 7.65

Reemplazando se tiene una altura del cilindro de 2,4 [m]. Finalmente con la Ecuación 7.64 se obtiene un volumen de la cámara de 44,67[m³].

Para el cálculo del balance de energía se requiere además saber el área superficial de la cámara, para lo cual será necesario el cálculo de la altura de la parte cónica de ésta. Lo que puede obtenerse a partir de las siguientes ecuaciones:

$$V_T = V_{cono} + V_{cilindro}$$

Ecuación 7.66

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ch}^2 \cdot h$$

Ecuación 7.67

$$V_{cono} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{ch}^2 \cdot h'$$

Ecuación 7.68

Donde:

h': Altura de la sección cónica, [m]

Reemplazando en la Ecuación 7.66 y en la Ecuación 7.67 y despejando de la Ecuación 7.68 se tiene que:

$$V_{cilindro} = 30,16 [m^3]$$

$$V_{cono} = 44,67 - 30,16 = 14,51 [m^3]$$

$$h' = 3,46 [m]$$

Con los resultados obtenidos se tiene una altura total de la cámara de 5,86 [m], mientras que el área superficial de la cámara se define por la Ecuación 7.69.

$$A_{superficie} = A_{cono} + A_{cilindro}$$

Ecuación 7.69

De acuerdo al diámetro de la cámara y las alturas de la sección cónica y la sección cilíndrica determinadas anteriormente se tiene que:

$$A_{superficie} = 25,13 + 30,16 = 55,29 [m^2]$$

Balances de energía a la corriente de aire

Si bien se conocen las características del equipo, es necesario saber la cantidad de aire que se debe alimentar para obtener el secado deseado. La Ecuación 7.70 y Ecuación 7.71 representan el balance de masa y energía en esta parte del proceso. Se considera que en esta operación solamente el aire cambia su temperatura, siendo constante la temperatura del producto. La temperatura de entrada del aire será de 180 [°C], mientras que la temperatura de salida del aire será de 80 [°C].

$$G \cdot (Y_2 - Y_1) = F_{SS} \cdot (m_1 - m_2)$$

Ecuación 7.70

$$G \cdot (H_1 - H_2) = F_1 \cdot h_1 - F_2 \cdot h_2$$

Ecuación 7.71

Donde:

G: Flujo másico de aire seco [kg/h]

F_{SS}: Flujo másico de sólidos secos en el producto [kg/h]

F₁, F₂: Flujo másico de la corriente de producto a la entrada y salida respectivamente [kg/h]

m₁, m₂: Humedad absoluta de los sólidos a la entrada y salida respectivamente [kg agua/Kg sólido seco]

Y₁, Y₂: Humedad absoluta del aire a la entrada y salida respectivamente [kg agua/kg aire seco]

H₁, H₂, h₁, h₂: Entalpía del aire y del producto a la entrada y salida respectivamente [kcal/kg]

Para el cálculo de la entalpía del producto se utiliza la Ecuación 7.72

$$h_i = C_{p_{SS/i}} \cdot (T_i - T_R) + m_i \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (T_i - T_R)$$

Ecuación 7.72

Donde:

C_{p_{SS/i}}: Calor específico del sólido en la corriente i, [kJ/kg·°C]

$C_{p_{H_2O}}$: Calor específico del agua pura, 4,188 [kJ/kg·°C] (Barbosa-Casanovas & Ibarz, 2003)

T_i : Temperatura de la corriente i , [°C]

T_R : Temperatura de referencia, 0°C (Masters, 1979)

m_i : Humedad absoluta del producto en la corriente i , [kg_{H₂O}/kg·s]

Al no conocerse los calores específicos de cada uno de los componentes del producto sólido, el calor específico del producto seco se determina a partir del modelo empírico de Choi Okos (1986) que permite calcular el valor de las propiedades termofísicas de los alimentos en base a su composición y temperatura (Barbosa-Casanovas & Ibarz, 2003). El detalle de este modelo se observa en el Apéndice A.1. Así, con la correlación y la composición del producto expuesta en la Tabla 2.1 de la sección 2.1.4, se tiene lo siguiente:

$$C_{p_{ss/F15}} = 1,53 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \text{ o } 0,37 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}; C_{p_{ss/F17}} = 1,55 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \text{ o } 0,37 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

Con los Datos del Balance de masa se puede obtener:

$$m_1 = \frac{1.437,03}{1.437,03} = 1$$

$$m_2 = \frac{159,67}{1.437,03} = 0,11$$

Con la humedad absoluta del producto en la corriente de entrada y salida se obtienen las entalpías del sólido.

$$h_{F15} = 343,04 \frac{kJ}{h} \text{ o } 81,99 \frac{kcal}{h}; F_{17} = 161,12 \frac{kJ}{h} \text{ o } 38,51 \frac{kcal}{h}$$

La entalpía del aire se puede obtener a partir del diagrama psicrométrico presentado en el Apéndice A.2 utilizando las características promedio del aire en Puerto Montt, presentadas en la Tabla 6.9 de la sección 6.4.1. Además el valor de entalpía del aire puede ser descrito de acuerdo a la Ecuación 7.73.

$$H_i = (0,24 + 0,46 \cdot Y_i) \cdot T_i + 597,2 \cdot Y_i \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco}} \right]$$

Ecuación 7.73

Luego, de acuerdo a las características del equipo dadas en la 7.30, utilizando los datos del balance de masa realizado y las características del aire a utilizar dado en la Tabla 6.9 se puede formar un sistema de ecuaciones de acuerdo a:

$$G \cdot (Y_2 - 0,01) = 1.437,03 \cdot (1 - 0,11)$$

$$G \cdot \left(49,90 - ((0,24 + 0,46 \cdot Y_2) \cdot 80 + 597,2 \cdot Y_2) \right) = 2874,05 \cdot 81,99 - 1596,69 \cdot 38,51$$

Luego:

$$Y_2 = 0,06819 \left[\frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}} \right]; G = 21.978,30 \left[\frac{\text{kg aire seco}}{\text{h}} \right]$$

7.5.2 Silo de almacenamiento

Los silos se utilizan para el almacenamiento de la fibra en polvo. Consisten en cilindros metálicos cuya sección más habitual se muestra en la Figura 7.10.

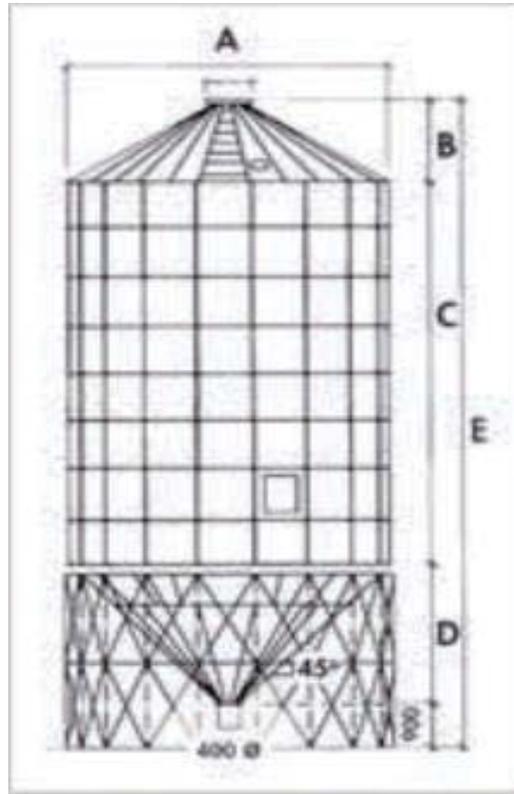


Figura 7.10: Cotas de silo de almacenamiento con Tolva

Para la descarga se tiene una compuerta de fácil manejo donde el producto es descargado a los camiones transportadores.

Considerando que este producto es retirado una vez a la semana, considerando que este polvo en la tolva tiene una densidad aparente de $24 \text{ [kg/m}^3\text{]}$ (Condori, Piñatelli, Elías, & Rojas, 2012), se diseña el silo de tal manera que tenga un 20% más del volumen útil por seguridad, por lo que se tiene que el volumen del silo es de:

$$V = \frac{1.551,77 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 16 \cdot 5 \cdot 1,2}{24 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]} = 6.207,08 [\text{m}^3]$$

De acuerdo a estos requerimientos se utilizan tres tolvas modelo SCE1070/15T45 de la empresa Symaga, cuyas características se presenta en la Tabla 7.36.

Tabla 7.36: Características Silo con Tolva SCE1070/15T45

Dimensiones	Valor	Unidad
A	10.700	[mm]
B	3.030	[mm]
C	17.140	[mm]
D	5.150	[mm]
E	26.220	[mm]
Volumen	1.777	[m ³]

7.6 EQUIPOS AUXILIARES

7.6.1 Caldera

Para la generación de los fluidos de calentamiento requeridos en el proceso se utilizará una caldera de tipo tubos sumergidos (fireheater) funcionando mediante Gasoil N°6. El consumo de combustible de esta caldera puede ser calculado mediante la Ecuación 7.74.

$$C \cdot LHV = M_V \cdot (Cp_{agua_s} \cdot T_V - Cp_{agua_e} \cdot T_{C_2} + \lambda_V)$$

Ecuación 7.74

Donde:

C: Consumo del combustible [kg/h]

LHV: Poder calorífico inferior del combustible [kJ/kg]

M_V : Masa de vapor necesaria de producir; 3.969,45 [kg/h]

T_V, T_{C_2} : Temperatura del vapor de salida y agua de entrada a la caldera; 121 [°C] y 11 [°C]

λ_V : Calor latente de vaporización del agua a la temperatura del vapor; 525,25 [kcal/kg]

El poder calorífico inferior del combustible se obtiene restando el agua evaporada por el combustible seleccionado a partir del poder calorífico superior, según lo descrito por la Ecuación 7.75 y la Ecuación 7.76.

$$HHV = (1146,48 \cdot C + 568,78 \cdot H + 29,4 \cdot S - 6,58 \cdot A - 51,53 \cdot (O + N)) \cdot 2,326 \cdot 100$$

Ecuación 7.75

$$LHV = HHV - 214 \cdot H \cdot 100$$

Ecuación 7.76

Donde:

LHV, HHV : Poder calorífico inferior y superior del combustible respectivamente [kJ/kg]

C, H, S, A, O y N: % de carbono, hidrógeno, azufre, cenizas, oxígeno y nitrógeno en el combustible respectivamente.

Los porcentajes de los elementos del Gasoil N°6 se pueden sacar de la Tabla 7.37.

Tabla 7.37: Porcentaje de elementos en el Gasoil N°6 (15,5°API)

Elemento	%
Carbono	84,67
Hidrógeno	11,02
Oxígeno	0,38
Nitrógeno	0,18
Azufre	3,97
Cenizas	0,02

Reemplazando los datos de la Tabla 7.37 en la Ecuación 7.75 y Ecuación 7.76 se obtienen:

$$HHV = (1146,48 \cdot 0,8467 + 568,78 \cdot 0,1102 + 29,4 \cdot 0,0397 - 6,58 \cdot 0,0002 - 51,53 \\ \cdot (0,0038 + 0,0018)) \cdot 2,326 \cdot 100 = 43.631,4 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$LHV = 43.631,4 - 214 \cdot 0,1102 \cdot 100 = 41.273,1 \left[\frac{kJ}{kg} \right] = 9.873,95 \left[\frac{kcal}{kg} \right]$$

Reemplazando este valor en la Ecuación 7.74 y con el valor obtenido en la temperatura de entrada a la caldera de 11 [°C], se obtiene:

$$C \cdot 9.873,95 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = 3.969,45 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot (121,44 - 11,24 + 525,25)$$

$$C = 255,46 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

7.6.2 Transporte del material líquido y sólido

Tal como se explicó en el capítulo de selección de proceso se recepcionará la materia prima en un lugar dispuesto para esto donde se caracterizara y se controlara la calidad del musgo. Luego de esto los sacos de musgo son transportados por los operadores hacia el equipo de lavado. Después de esto el musgo, el extracto obtenido y la fibra, serán transportados por la planta entre etapa y etapa mediante transporte neumático, correas transportadoras y bombas, según la mejor alternativa.

Bombas

Para el diseño de bombas es necesario realizar un balance de energía mecánica entre los puntos que forman parte del recorrido de fluido a transportar, este balance se representa en la Ecuación 7.77, también conocido como Ecuación de Bernoulli.

$$\frac{P_a}{\rho} + g \cdot Z_a + \frac{V_a^2}{2} + W = \frac{P_b}{\rho} + g \cdot Z_b + \frac{V_b^2}{2} + h_f$$

Ecuación 7.77

Despejando el trabajo que debe hacer la bomba a partir de la Ecuación 7.77 se obtiene la Ecuación 7.78.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta Z + \frac{\Delta(V^2)}{2} - h_f = W$$

Ecuación 7.78

Donde:

P_a, P_b : Presión en el punto a y punto b [N/m^2]

Z_a, Z_b : Altura con respecto a una cota de referencia del punto a y b [m]

V_a, V_b : Velocidad del fluido en el punto a y en el punto b [m/s]

ρ : Densidad del fluido transportado [kg/m^3]

g : Aceleración de gravedad [m/s^2]

h_f : Factor de pérdidas por fricción [J/kg]

El factor de pérdida se determina por la Ecuación 7.79.

$$h_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}$$

Ecuación 7.79

Donde:

f : Factor de fricción de Fanning

L_e : Largo equivalente de la cañería [m]

V : Velocidad del fluido a través de la tubería [m/s]

D : Diámetro interno de la cañería [m]

g_c : Factor de proporcionalidad de la ley de Newton; 1 [m²·kg/N·s²]

El factor de fricción de Fanning se obtiene a partir del número de Reynolds calculado para el fluido a transportar y el diámetro y material de la cañería mediante el gráfico de Moody del Apéndice A.5. Por otra parte, el largo equivalente de los fittings que componen las cañerías se calculan mediante el Apéndice A.6.

La velocidad de fluido debe ser seleccionada en base a una serie de factores como el tipo de fluido, la longitud total del sistema, la cañería seleccionada y la caída de presión máxima. Una velocidad razonable de distribución del flujo es de 3 [m/s] para líquidos con propiedades similares al agua, mientras que para el buen desempeño de una bomba se recomienda una velocidad de entrada de 1 a 2 [m/s](Mott, 1996).

La potencia requerida por una bomba se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 7.80.

$$P = \frac{M \cdot W}{1000 \cdot \eta}$$

Ecuación 7.80

Donde:

P: Potencia requerida por la bomba [kW]

M: Flujo másico del fluido [kg/s]

W: Trabajo a realizar por la bomba [J/kg]

η : Eficiencia de la bomba; 0,6 a 0,9

Cálculo de la potencia requerida por la bomba

Dado un flujo con sus propiedades físicas conocidas, se supone una velocidad de entrada y salida de la bomba de 2 y 3 [m/s] respectivamente, por el cual se calcula el diámetro de la tubería con la Ecuación 7.81.

$$d = \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{F}{v} \right)^{1/2}$$

Ecuación 7.81

Obtenido el diámetro interno, se elige un diámetro comercial a través del Apéndice A.4, para luego calcular la verdadera velocidad introduciendo el diámetro comercial en la Ecuación 7.81. Una vez obtenido el nuevo diámetro se procede a calcular el número de Reynolds mediante la Ecuación 7.82.

$$N_{Re} = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu}$$

Ecuación 7.82

Luego se obtiene la rugosidad del material utilizando la Tabla 7.38.

Tabla 7.38: Rugosidad de la superficie para distintos materiales

Material	Rugosidad de la superficie [mm]
Tubo empastados (cobre, plomo, vidrio, etc)	0,00152
Acero comercial o hierro forjado	0,0457
Asfalto fundido en hierro	0,122
Hierro galvanizado	0,152
Hierro fundido	0,259
Hormigón	0,305-3,05
Acero remachado	0,914-9,14

Luego se determina el factor de Fanning utilizando el gráfico de Moody que se encuentra en el Apéndice A.5 con la rugosidad y el diámetro de la cañería.

Se obtiene el largo equivalente de la cañería mediante el número de codos, uniones y válvulas desde el Apéndice A.6. Se calcula el largo equivalente de la cañería con la Ecuación 7.79.

Se determina la diferencia de la velocidad, de altura y de presión de la cañería.

Utilizando la Ecuación 7.78 se determina el Trabajo a realizar por la bomba cuyo valor se reemplaza en la Ecuación 7.80 para obtener la potencia requerida por la bomba.

Ejemplo de cálculo

Se determinará la potencia de la bomba B-1, la cual se encarga de llevar el agua desde la fuente hacia el extractor para iniciar el proceso de lixiviación del musgo en la obtención del extracto de antioxidante.

En primer lugar es necesario conocer las propiedades del fluido transportado, en este caso se trata de agua pura, cuyas propiedades se presentan en la Tabla 7.39.

Tabla 7.39: Propiedades del fluido a transporta por la bomba B-1

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo volumétrico	0,0049	[m ³ /s]
Densidad	1000	[kg/m ³]
Viscosidad	0,001	[kg/m·s]

Se considera la velocidad de succión de la bomba de 2 [m/s] y la velocidad de descarga de 3 [m/s] se calcula el diámetro interno de las tuberías según la Ecuación 7.81.

$$d_e = \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{4,9 \cdot 10^{-3}}{2} \right)^{1/2} = 0,056[\text{m}] = 2,200[\text{pulg}]$$

$$d_s = \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{4,9 \cdot 10^{-3}}{3} \right)^{1/2} = 0,046[\text{m}] = 1,797[\text{pulg}]$$

Una vez determinado estos diámetros se busca los diámetros estándares más cercano, los que se obtienen en el Apéndice A.4. Posteriormente con los nuevos diámetros se calcula la velocidad de flujo con la Ecuación 7.81, los resultados se aprecian en la Tabla 7.40.

Tabla 7.40: Resultados de diámetro y velocidad de flujo en B-1

Flujo	Diámetro Nominal [pulg]	Diámetro Interno [pulg]	[m]	Velocidad [m/s]
Entrada	2 1/2 Sch 80	2,323	0,059	1,79
Salida	2 Sch 80	1,939	0,049	2,57

Luego se calcula el número de Reynolds con los valores de salida de la bomba a través de la Ecuación 7.82.

$$N_{Re} = \frac{2,57 \cdot 0,049 \cdot 1000}{0,001} = 126.676,20$$

Para obtener el factor de Fanning a partir del gráfico de Moody, que se encuentra en el Apéndice A.5, se debe calcular además la rugosidad relativa de la cañería, la que se obtiene a partir de la Ecuación 7.83.

$$R_r = \frac{\varepsilon}{D}$$

Ecuación 7.83

Donde:

ε : Rugosidad del material, 0,0457 [mm] para acero comercial.

Reemplazando se tiene una rugosidad relativa de 0,00093. Con estos datos se obtienen a partir del gráfico un factor de Fanning de 0,005.

Luego se calcula el largo equivalente, de acuerdo a la cantidad de fittings necesarios cuyos valores se encuentran en el Apéndice A.6, suponiendo que se dispone de 4 codos y dos válvulas check por seguridad, se obtienen los datos de la Tabla 7.41.

Tabla 7.41: Resultados de cálculo de largo equivalente para la Bomba B-1

Accesorios	Cantidad	Valor	Total [m]
Cañería	1	20	20
Codos	4	0,92	3,68
Válvulas Check	2	2,36	4,72
Total			28,40

El largo equivalente total es reemplazado en la Ecuación 7.79, con lo que se obtiene:

$$h_f = \frac{0,005 \cdot 28,40 \cdot (2,57^2)}{0,049 \cdot 2 \cdot 1} = 9,5$$

Se tienen las velocidades a ambos lados de las cañerías y la diferencia de altura del primer extractor (5,35 [m]).

$$\Delta V^2 = 2,57^2 - 1,79^2 = 3,40$$

$$\Delta Z = 5,35 - 0 = 5,35[m]$$

Para calcular la diferencia de presión se supone que antes de la bomba y dentro del estanque existe una presión similar, ya que la descarga del líquido es por tope, esto significa que la caída de presión que debe vencer la bomba es:

$$\Delta P = 0 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$$

Luego se reemplaza los valores en la Ecuación 7.78 y se obtiene:

$$W = \frac{0}{1000} + 9,81 \cdot 5,35 + \frac{3,40}{2} - 9,5 = 44,65 \left[\frac{J}{kg} \right]$$

Dado que el flujo es de 4,9 [kg/s] y considerando una eficiencia de un 60%, se reemplaza en la Ecuación 7.80 lo que resulta:

$$P = \frac{4,9 \cdot 44,65}{1000 \cdot 0,6} = 0,36 [kW] = 0,49 [hp]$$

Los resultados de cálculo de potencia requerida para cada una de las bombas se encuentran en la Tabla 7.42.

Tabla 7.42: Potencia requerida por las bombas involucradas en el proceso

Bomba	Tipo	Desde	Hasta	Potencia [W]	Potencia [hp]
B-1	Dosificadora	RT-1	E-1	377,57	0,506
B-2	Centrífuga	E-1	Ex-1,2,3	364,94	0,489
B-3	Centrífuga	Ex -1	C-1	364,94	0,489
B-4	Centrífuga	EX -2	C-1	364,94	0,489
B-5	Centrífuga	EX -3	C-1	366,31	0,491
B-6	Centrífuga	C-1	UF-1	600,04	0,805
B-7	Centrífuga	UF-1	NF-1	600,04	0,805
B-8	Centrífuga	NF-1	EV-1,2,3	324,75	0,435
B-9	Centrífuga	EV-1,2,3	P-1	336,27	0,451
B-10	Centrífuga	P-1	E-2	336,28	0,451

Transportador de banda o correas transportadoras

Un transportador de correas en general es la selección más económica cuando se trata de un transportador de gran capacidad en situaciones no críticas. Consiste en una banda continua, flexible, que pasa sobre rodillos y es impulsada a través de rodillos de potencia; existen transportadores de banda que trabajan a velocidades de varios metros por segundo y transportan materiales tales como minerales, madera, vegetales, a través de distancias incluso de varios kilómetros. Pueden transportar una amplia variedad de materiales, excepto los que se adhieren a la banda. La inclinación máxima está limitada a 30 grados con pocas aplicaciones que excedan los 20 grados. Los cambios de dirección están limitados en este tipo de transportadores y requieren un diseño especial o transportadores múltiples. (Ulrich, 1986) Los parámetros más importantes que influyen en el diseño de este tipo de transportadores son; Flujo a transportar, diferencia de altura entre el inicio y fin de la correa, por ultimo pero no menos importante el largo de la correa. El diseño rápido puede llevarse a cabo utilizando la información de la Tabla 7.43.

Tabla 7.43: Criterios y datos para el diseño de equipos de transporte por correa

Características	Valores
Intervalo de tamaños de equipos comunes	
Diámetro o anchura, D [m]	0,3-0,2
Longitud, L [m]	10-50
Capacidad máxima de sólidos [m ³ /s]	10
Consumo de potencia [kW]	$0,0027 \cdot m^{0,82} \cdot L$

Este tipo de transportador se ocupa en el proceso, principalmente para transportar el musgo desde y hacia los equipos de pre tratamiento, extracción y de fibra obtenida desde la centrifugación.

Como ejemplo de cálculo, se mostrara el diseño de la correa que transporta el musgo, desde el equipo de lavado hacia el equipo cortador, ubicado a una altura no mayor y a una distancia de razonable, por lo cual, su funcionamiento debería ser óptimo. El diseño de este transportador se enfoca en el requerimiento energético, este se calcula por la Ecuación 7.84, para esto se considera una longitud de correa de 10 [m], una altura entre el punto de alimentación y de descarga de la correa de -0,40 [m] y el flujo de entrada como la salida de la etapa de lavado, flujo estimado en el balance de masa.

$$P = 0,0027 \cdot m^{0,82} \cdot L + 0,012 \cdot m \cdot \Delta z$$

Ecuación 7.84

Donde:

P : Consumo de potencia por la correa [kW]

m : Flujo de entrada al proceso [kg/s]

L : Largo de la correa [m]

Δz : Diferencia de altura entre el punto de alimentación y descarga de la correa [m]

Remplazando los valores en la Ecuación 7.84 se obtuvo una potencia necesaria de 0,16 [kW] para la operación de la correa transportadora bajo estas condiciones.

El diseño del resto de las correas se realiza de la misma forma, cabe destacar que la correa que traslada el musgo desde el secado al almacenamiento es una correa cubierta para evitar que el musgo seco se disperse, ya que a esa humedad el musgo se vuelve bastante volátil.

En la Tabla 7.44 se muestra el resumen de todas las correas de la planta con sus respectivas potencias.

Tabla 7.44: Resumen diseño correas trasportadoras

Desde	Hacia	Nomenclatura	Flujo de entrada al proceso [kg/s]	Altura inicial [m]	Altura Final [m]	Δh [m]	Largo [m]	Potencia necesaria [kW]
Lavadora	Maquina cortadora	C-1	1,623	1,4	1	-0,4	10	0,032
Maquina cortadora	Estanque de almacenamiento	C-2	1,591	0,5	6,72	6,22	10	0,158
Estanque de almacenamiento	Extractor	C-3	1,591	0	4,96	4,96	15	0,154
Centrifuga	Secador	C-4	0,776	0	1,2	1,2	8	0,029
Secador	Silo almacenamiento Fibra	C-5	0,431	1,2	26,22	25,02	40	0,184

7.6.3 Válvulas

En el proceso de extracción de antioxidante, a partir de musgo *Sphgnum magellanicum*, una gran parte de las corrientes de proceso son líquidas, por lo cual, el uso de válvulas adquiere gran importancia en el control de proceso.

Una válvula se puede definir como un aparato mecánico con el cual se puede iniciar, detener o regular la circulación (paso) de líquidos o gases, mediante una pieza móvil que abre, cierra u obstruye en forma parcial uno o más orificios o conductos.

Las válvulas son unos de los instrumentos de control más esenciales en la industria. Debido a su diseño y materiales, las válvulas pueden abrir y cerrar, conectar y desconectar, regular, modular o aislar una enorme serie de líquidos y gases, desde los más simples hasta los más corrosivos o tóxicos. Sus tamaños van desde una fracción de pulgada hasta 30 [ft] (9 [m]) o más de diámetro. Pueden trabajar con presiones que van desde el vacío hasta más de 20.000 [lb/pul²] (140 [Mpa]) y temperaturas desde las criogénicas hasta 1.500 [°F] (815 [°C]). En algunas instalaciones se requiere un sellado absoluto; en otras, las fugas o escurrimientos no tienen importancia (Robert, Rosaler, & Rice).

Existen una gran cantidad de modelos de válvulas según su funcionamiento, como la válvula de bola, válvula de globo, válvula de aguja, etc. Dada esta gran cantidad de modelos y tipo de funciones que pueden cumplir estas válvulas, es que hace de estos accesorios un elemento complejo a seleccionar.

Estas válvulas pueden ser controladas manualmente, eléctricamente o según selector activado a presión, nivel, etc.

En este diseño se utilizan válvulas de control manual, válvulas automáticas controladas por nivel y válvulas automáticas controladas a presión.

Válvula manual

Esta válvula es controlada manualmente por un selector de tres partes que permite al usuario seleccionar la posición de válvula cerrada, abierta o de control remoto. El control se ejerce de manera fácil y rápida, aún bajo condiciones de alta presión.



Figura 7.11: Imagen Válvula de control manual

Válvula automática de control de presión

Esta válvula mantiene un valor prefijado de presión diferencial entre la entrada y la salida. La válvula permite controlar el funcionamiento de estaciones de rebombeo, sistemas de calefacción o de refrigeración, configuraciones en bypass, filtros y otros sistemas similares.



Figura 7.12: Imagen Válvula automática de control de presión

Válvula automática de control de nivel

La válvula está controlada por una válvula flotadora situada en el depósito y ajustada al nivel máximo de agua requerido. La válvula mantiene el nivel máximo continuamente.

Una válvula flotadora con sensor eléctrico situada en el depósito/reservorio envía una señal a la válvula solenoide. La válvula principal se abrirá por completo cuando el solenoide se activa y se cerrará cuando el solenoide quede sin corriente, y de esta forma permitirá un control diferencial exacto y fiable.



Figura 7.13: Imagen válvulas automáticas de control de nivel

En el proceso se utilizan válvulas marca DOROT, que se detallan más claramente en la a Tabla 7.45 según el tipo, control que requiere y flujo para cada válvula del proceso.

Tabla 7.45: Características de válvulas a utilizar en el Proceso

Ubicación	Nomenclatura	Tipo	Modelo	Tamaño [pulg]	Flujo Max [m ³ /h]
Agua de Lavado	V-1	Manual	100-M	2	40
Agua de Extracción	V-2	Automática	100-FL	1 1/2	25
Agua de Extracción	V-3	Automática	100-FL	1 1/2	25
Agua de Extracción	V-4	Automática	100-FL	1 1/2	25
Extracto	V-5	Automática	100-FLEL	1 1/2	25
Extracto	V-6	Automática	100-FLEL	1 1/2	25
Extracto	V-7	Automática	100-FLEL	1 1/2	25
Entrada de vapor a las chaquetas	V-8	Automática	100-DI	3/4	6
Entrada a la centrifuga	V-9	Manual	100-M	3	90
Entrada a la UF	V-10	Manual	100-M	3	90
Entrada a la NF	V-11	Manual	100-M	3/4	6
Entrada al Evaporador	V-12	Manual	100-M	3/4	6
Entrada al Pasteurizador	V-13	Manual	100-M	3/4	6
Entrada Almacenamiento	V-14	Manual	100-M	3/4	6
Envasado	V-15	Manual	100-M	3/4	6
Entrada de vapor al Evaporador	V-16	Automática	100-DI	3/4	6

7.7 REFERENCIAS CAPÍTULO 7

Aroca, G., & Zuñiga, M. (2003). Bioseparaciones. En F. Acevedo, J. Gentina, & A. Illanes, *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica* (págs. 293-347). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Barbosa-Casanovas, G., & Ibarz, A. (2003). *Unit Operations in Food Engineering*. Florida: CRC Press.

Condori, D., Piñatelli, M., Elías, R., & Rojas, R. (2012). Análisis proximal, Características fisicoquímicas y actividad antimicrobiana del musgo blanco (*Sphagnum magellanicum* Brid.) proveniente de Junín, Perú. *Soc Quím Perú*, 37-42.

Kern, D. Q. (1999). *Process Heat Transfer*. Mexico: McGraw.

Kuppan, T. (2000). *Heat Exchanger design Handbook*. New York: Marcel Dekker.

Masters, K. (1991). *Spray Drying Handbook*. London: George Godwin Limited.

Mott, R. (1996). *Mecánica de Fluidos aplicada*. Naucalpan de Juárez: Prentice Hall.

Ortega, M., & Robles, R. (2004). *Evaluación técnico-económica de una planta de carragenina*. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Valparaíso, Chile.

Records, A., & Sutherland, K. (2001). *Decanter Centrifuge Handbook*. Oxford: Elsevier Advanced Technology.

Robert, C., Rosaler, J., & Rice, O. *Manual de mantenimiento industrial* (Vol. III). McGRAW-HILL.

Sinnot, R. (2003). *Mechanical Design of Process Equipment*. In: *Chemical Engineering: Chemical Engineering Desing*. Great Britain: Butterworth-Heinemann.

Ulrich, G. (1986). *Diseño y Economía de los Procesos de ingeniería Química*. Mexico D.F: interamericana.

Walter F, P., & Conrad, V. (2008). *Energy Resources, Conversion and Utilization*. In: *Perry's Chemical Engineering Handbook*. New York: Mc Graw-Hill.

8 ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA

Para alcanzar los objetivos propuestos por el proyecto es preciso canalizar los esfuerzos y administrar los recursos disponibles de la manera más adecuada a dichos objetivos. La instrumentalización de esto se logra a través del componente administrativo de la organización, el cual debe integrar tres variables básicas para sugerir: Las unidades organizativas, los recursos humanos, materiales financieros y los planes de trabajo.

Todas las actividades que se requieren para la implementación y operación del proyecto deberán ser programadas, coordinadas y controladas por alguna instancia que el estudio del proyecto debe prever. La estructura organizativa que se diseñe para asumir estas tareas tendrá no sólo relevancia en términos de su adecuación para el logro de los objetivos previstos, sino que también, por sus repercusiones económicas en las inversiones iniciales y en los costos de operación del proyecto.

Para que una empresa pueda cumplir su objetivo esencial de satisfacer necesidades de la comunidad, la empresa debe relacionarse con una serie de personas, instituciones y otras empresas.

En primer lugar, la empresa se relaciona con el conjunto de consumidores que constituye su mercado y en general con la comunidad, cuyas necesidades satisface o puede llegar a satisfacer. Existe una relación habitual con empresas proveedoras para la compra o adquisición de sus materias primas (insumos) y materiales; con los dueños o accionistas, a quienes se retribuye por el aporte de capital que han efectuado y a los cuales se rinde cuenta el desenvolvimiento y la gestión de empresa.

La empresa debe vincularse con organismos de Estado, ya sea para pagar tributos (SII) u otros aspectos legales, financieros, técnicos y sociales. También se relaciona con entidades previsionales privadas, como Administradoras de Fondos de Pensiones (AFP), Cajas de Compensación, Instituciones de Salud (Isapre) y Mutuales de Accidentes de Trabajo y Enfermedades Profesionales.

Pero también existen relaciones internas: con el personal de la empresa para producir el bien o servicio; para retribuirlo por su aporte a la producción; para llevar la contabilidad de la empresa; para presupuestar y calcular sus costos de producción; para procesar la información, etc.

Las funciones en una empresa pueden ser de dos tipos: operativas y asesoras. Las primeras son funciones muy vinculadas a las operaciones de la empresa: comercialización, compras, producción, finanzas; y las otras sin ser menos importantes están destinadas a servir o apoyar a las anteriores, como personas, contabilidad, costos, asesoría jurídica e informática.

El modelo organizacional que se planteará, es el modelo funcional clásico, en el cual existe en una jerarquía donde cada trabajador tiene un superior establecido. Los miembros están agrupados según una especialidad, la que a su vez puede dividirse en organizaciones funcionales que respaldan las funciones de la organización mayor. La principal ventaja de este tipo de organización es la existencia de una amplia base técnica dentro de un área funcional debido al nivel de especialización requerido, lo que da lugar a la solución conjunta de problemas (Llanes, 1991).

8.1 ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA

El sistema que se plantea está compuesto de cuatro Gerencias, todas estas dependen de la Gerencia General y esta depende del Directorio de la empresa.

La Gerencia de Operaciones junto con los departamentos de operaciones, mantención, compras y seguridad se encargarán de la operación, la planificación y el control de la producción. El departamento de mantención realizará los procesos de mantención de la planta, el departamento de compras administrará las compras de materias primas e insumos mientras que el departamento de seguridad se encargará de la seguridad en todas las áreas de la empresa.

La Gerencia Comercial estará dividida en cuatro departamentos: Estudio de Mercado, Venta, Promoción y Logística. Estos se encargarán de la incorporación y la mantención del extracto de antioxidante y fibra en el mercado.

La Gerencia de Finanzas y Administración realizarán los procesos contables de la empresa, además de calcular los costos de cada una de las áreas, también controlarán y ejecutarán los planes de control de calidad y certificación. El departamento de adquisiciones administrará todas las adquisiciones de la empresa (a excepción de las asociadas con el proceso productivo las cuales son realizadas por el departamento de compras), y el departamento de informática se encargará de administrar la información y redes a toda la planta.

La Gerencia de Desarrollo estará dividida en los departamentos de Optimización, el cual se encargará de la Logística y Operaciones en el control de proceso, de manera de mejorar la producción y con esto aumentar las ganancias, y el departamento de Investigación, Desarrollo e Innovación (I+D+i) el cual realizara la definición y control de las líneas de investigación de la compañía.

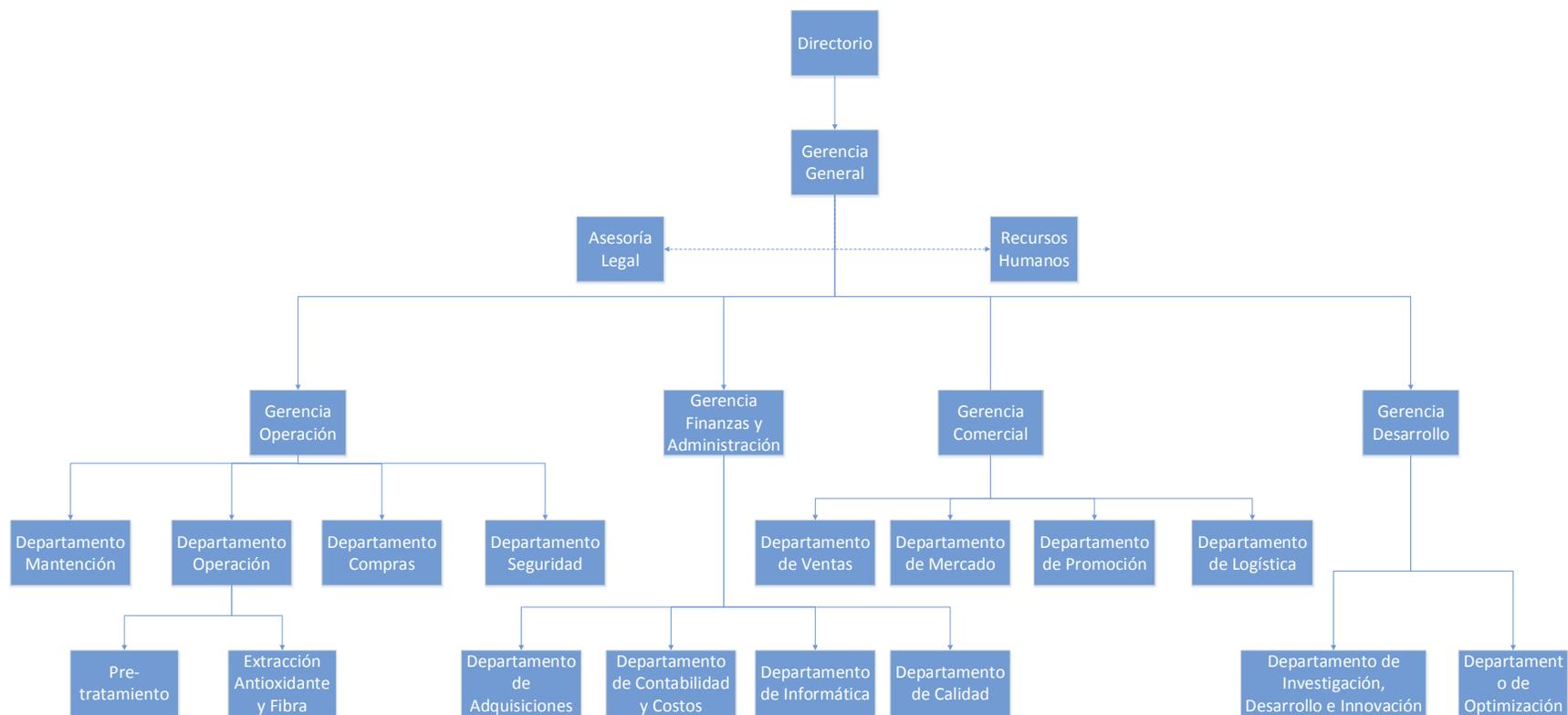


Figura 8.1: Organigrama Empresa

8.2 REQUERIMIENTOS DE PERSONAS

8.2.1 Determinación del número de operarios

Es de vital importancia, al evaluar la rentabilidad del proyecto estimar los costos de mano de obra, para esto, es necesario determinar la cantidad de personas que operará la planta. Este cálculo se hace en base a la magnitud de la operación y a la complejidad de esta, la cual está dada por cada etapa del proceso.

El número de operarios que conforman la capacidad mínima de trabajo que la planta puede operar, se determina según el método desarrollado por Wessel (Zamosa, 1983), el cual relaciona la producción de la planta con las horas hombres requeridas por etapa mediante la Ecuación 8.1.

$$HH = 15,2 \cdot Q_p^{0,25}$$

Ecuación 8.1

HH: Horas hombre/día-etapa

Qp: Producción diaria de producto, ton/día

En la Tabla 8.1 se resume la producción diaria, tanto de extracto líquido concentrado de antioxidante, como de fibra dietética purificada en polvo.

Tabla 8.1: Producción diaria de la planta

Producto	Producción (ton/día)
Concentrado Antioxidante	2,00
Fibra Polvo	20,44
Total	22,43

Una vez calculadas las horas hombre diarias requeridas por etapa es posible calcular el número de operarios de acuerdo a la Ecuación 8.2.

$$N_{op} = \frac{HH \cdot N_E}{N_T \cdot t}$$

Ecuación 8.2

Donde:

N_{op} : Número de operarios

N_E : Número de etapas involucradas en la operación

N_T : Número de turnos al día

t : Tiempo de duración de cada turno

Como se mencionó en el apartado de balance de masa, la planta operará por turnos de ocho horas diarias, en donde cada día se trabajarán dos turnos, cinco días a la semana. Considerando todas las etapas de las líneas de proceso, la recepción de materias primas, pre-tratamiento, extracción, centrifugación, filtración, evaporación de agua en el concentrado, pasteurización, secado fibra y la recepción de los productos constituyen nueve etapas.

En la Tabla 8.2 se muestran los resultados para la determinación del número de operarios.

Tabla 8.2: Resultado determinación de operarios

Ítem	Resultado
HH/día-etapa	33
N_E	9
$t(h)$	8
N_T	2
N_{OP}	19

8.2.2 Distribución del personal

La cantidad de personal que es necesario para el funcionamiento de la planta en cada gerencia, así como el tipo de horario en que cada funcionario ejecute su trabajo se aprecia en la Tabla 8.3

Tabla 8.3: Distribución del personal en la empresa

Departamento	Cargo	Cantidad	Tipo de horario
Gerencia General	Gerente General	1	Oficina
	Secretaria	1	Oficina
Gerencia Producción	Gerente de producción	1	Oficina
	Jefe de turno	2	Turno
	Operarios	19	Turno
	Jefe de mantención	1	Oficina
	Prevencionista	1	Oficina
	Mecánico	1	Oficina
Gerencia Finanzas y Administración	Gerente Finanzas y administración	1	Oficina
	Contador	1	Oficina
	Informático	1	Oficina
	Encargado de adquisiciones	1	Oficina
	Encargado control de calidad	1	Oficina
Gerencia Comercial	Gerente área comercial	1	Oficina
	Encargado de ventas	1	Oficina
	Encargado Mercado, Promoción y Logística	1	Oficina
Gerencia I+Di	Gerente Investigación, desarrollo e innovación	1	Oficina
	Secretaria	1	Oficina
Personal adicional	Guardias	3	Turno
	Personal de aseo	4	Turno
	Junior	1	Oficina

Por lo observado en la Tabla 8.3 el total del personal necesario en la planta es de cuarenta y nueve personas.

8.3 DISTRIBUCIÓN FÍSICA DE LA PLANTA (LAYOUT)

En la organización de la planta se debe tener en cuenta las zonas que pueden o no estar relacionadas directamente con la producción como: oficinas, casino, baños, almacenamiento de materias primas y producto, talleres de mantenimiento, laboratorios para el proceso de control de calidad, además de otros sitios para la ubicación de los equipos, como las calderas de vapor, aire comprimido, la generación de energía, torre de enfriamiento, estacionamientos y servicios de emergencia entre otros. Los principales factores que deben considerarse al realizar el diagrama lay-out son:

- Consideraciones económicas: construcción y gastos de funcionamiento.
- Requisitos de proceso.
- Conveniencia en el costo de operación.
- Conveniencia en el costo de mantención.
- Seguridad.
- Expansión segura.

La ubicación de los principales departamentos debe estar dispuesta de manera que se minimice el tiempo en viajes del personal entre edificios. Las oficinas administrativas al igual que los laboratorios se ubicarán lejos de aquellos procesos que sean potencialmente peligrosos. Las salas de control deben ubicarse adyacentes a los lugares de procesamiento, mientras que las calderas deben estar ubicadas lejos de los demás equipos y en dirección contraria al viento en caso de incendio.

El área total ocupada por los equipos de la planta se detalla en la Tabla 8.4.

Tabla 8.4: Área de equipos

Equipos	Área (m ²)
L – 1	1,5
RT – 1	9
E – 1	8,70
EX - 1,2,3	68
UF – 1	2,5
NF – 1	7,25
EV – 1	12,08
P – 1	1,36
SC – 1	6
S – 1	55,29
E-2	6,64
Total	178,32

Estimando que el área que ocupan los equipos es del 30% del total del área de la planta de procesos, se tiene en la Tabla 8.5 las dimensiones totales de las instalaciones de la planta

Tabla 8.5: Área de las Instalaciones de la planta

Instalaciones	Área (m ²)
Planta de procesos	590
Oficinas	150
Servicios	60
Portería	10
Taller	100
Recepción camiones	300
Estacionamientos	150
Laboratorio	60
Total Planta	1420

A continuación en las Figuras 8.2, 8.3, 8.4, 8.5, 8.6, se muestran distintas vistas del LAYOUT en 3D de la planta.



Figura 8.2: Vista superior general de la planta



Figura 8.3: Vista lateral superior desde el ingreso a la planta



Figura 8.4. Vista lateral superior del area administrativa de la planta



Figura 8.5: Vista interior de la planta



Figura 8.6: Vista lateral superior del area de produccion de la planta

8.4 REFERENCIAS CAPÍTULO 8

Llanes, P. (1991). *La administración del sistema empresa: un enfoque integral de la administración de empresa*. Santiago: Leed Impresores.

Zamosa, A. (1983). *Evaluación económica. Manual de proyectos en Ingeniería química*. Santiago: Editorial Unversidad de Chile.

9 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Al realizar una evaluación económica, se debe tener en cuenta todos los costos involucrados, estos son: los costos fijos, los costos directos de producción de materias primas , mano de obra , mantenimiento , energía y servicios públicos deben ser incluidos junto con los costos de la planta y los gastos administrativos , la distribución de la final productos y otros artículos diversos.

En este capítulo se realiza la evaluación económica de la creación de la planta productora de extracto líquido concentrado de antioxidante y fibra dietética a partir del musgo *Sphagnum magellanicum*, en donde se hará un balance de los costos y beneficios para determinar la factibilidad de este proyecto.

Esta evaluación estará expresada en unidades de fomento, para la cual fueron utilizados los indicadores económicos extraídos el día 2 de enero del año 2014 (banco central de Chile), que se presentan en la Tabla 9.1.

Tabla 9.1: Indicadores económicos

Indicador	Valor CLP
Unidad de fomento [UF]	23.315,57
Dólar [USD]	524,61
Euro [EUR]	724,3

9.1 COSTOS DE CAPITAL (CC)

El costo de capital total (CC) es la suma del capital fijo (CF) junto con el capital de trabajo (CT). El primero comprende los bienes durables tales como edificios, maquinarias, instalaciones de diverso tipo y dinero disponible para el pago de salarios, entre otros; mientras que el segundo es el capital necesario para operar la planta. Además de estos costos de capital es necesario considerar el capital de puesta en marcha de la planta.

Las inversiones efectuadas antes de la puesta en marcha del proyecto se pueden agrupar en tres tipos: Activos fijos, nominales y capital de trabajo. Los primeros son aquellos que se ocupan para

los bienes tangibles que se utilizarán; suelen ser los terrenos, las obras físicas, el equipamiento de la planta, los vehículos, la infraestructura de servicios de apoyos. Los activos nominales son todos aquellos que se realizan sobre los activos constituidos por los servicios o derechos de adquisición, como los gastos de organización, las patentes, licencias y la capacitación entre otros.

Un punto importante a considerar es que, para efectos contables, los activos fijos, con la excepción de los terrenos, están sujetos a depreciación, la cual afectará al resultado de la evaluación por su efecto sobre el cálculo de los impuestos. Los activos nominales son susceptibles a amortizar y también afectan indirectamente los flujos de cajas (Sapag & Sapag, 1991).

El costo de capital fijo se puede subdividir en los costos directos e indirectos. Dentro de los costos directos se cuenta el costo de comprar de equipos, el costo de su instalación, el costo de cañerías, sistemas eléctricos, edificios, mejoras de terreno, instalaciones de servicios y costo de terreno. Dentro de los costos indirectos se encuentra el costo de ingeniería y supervisión, costos de construcción, gastos legales, ganancia de la empresa constructora y gastos por contingencia.

9.1.1 Costo de capital fijo directos

El costo directo correspondiente a la adquisición de los equipos se compone del precio de venta más el costo de transportarlo desde su origen hasta el destino final en la planta de procesos. Para determinar el costo de adquisición de equipos se utilizará el costo FOB (*Free onboard*), que incluye el precio de venta del equipo y los gastos de transporte y maniobra para ponerlo a bordo del medio de transporte. El costo del flete y seguros se estima en un 10% del costo FOB del equipo.

Equipos instalados

En la obtención del FOB de los equipos se utilizaron tres metodologías:

- Cotizaciones directas con el proveedor
- Escalamiento de costos, para el cual se utilizó la Ecuación 9.1

$$C_d = C_c \cdot \left(\frac{Cap_d}{Cap_c} \right)^c$$

Ecuación 9.1

Donde:

C_d : Costo del equipo desconocido

C_c : Costo del equipo conocido

Cap_d : Capacidad del equipo desconocido

Cap_c : Capacidad del equipo conocido

c : Factor de escala, 0,6 en general, 0,54 para evaporadores y 0,34 para bombas (Peters & Timeerhaus, 1991)

- Relación Costo/Equipo, el cual se realiza según la Ecuación 9.2.

$$C_e = C \cdot S^n$$

Ecuación 9.2

Donde:

C_e : Costo FOB del equipo, USD

S : Parámetro característico de dimensionamiento, (Apéndice B)

C : constante de costos en USD, (Apéndice B)

n : índice para este equipo, (Apéndice B)

Para datos de equipos que han sido determinados en años anteriores, se determinó los costos de los equipos en el presente año mediante el índice de costos CEPCI (Chemical Engineering Plant CostIndex) el cual se publica anualmente por la revista Chemical Engineering Magazine mediante la Ecuación 9.3.

$$C_A = C_P \cdot \frac{I_A}{I_P}$$

Ecuación 9.3

Donde:

C_A : Costo del equipo del año actual

C_P : Costo del equipo del año al que fue cotizado

I_A : Índice de precio del año actual

I_P : Índice de precio del año en que fue cotizado

Los índices de precios anuales desde 2003 se observa en la Tabla 9.2.

Tabla 9.2: Índices CEPCI utilizados en la determinación de costos actuales de los equipos

Año	CEPCI
2003	402
2004	444,2
2005	468,8
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	560,3
2011	564,8
2012	585,7
2013	566,4

Se debe calcular el costo de los equipos entregado en planta, se asume que el costo en transporte de los equipos hacia la planta es de un 10% del valor FOB. Además se debe considerar el costo de las instalaciones de dichos equipos, para lo cual se utilizan la Ecuación 9.4 y la Ecuación 9.5.

$$\text{Costo entregado} = \text{Costo FOB} \cdot (1 + 0,1)$$

Ecuación 9.4

$$\text{Costo instalado} = \text{Costo entregado} \cdot (1 + i)$$

Ecuación 9.5

Donde:

i: Fracción de instalación, dependiendo del equipo

Los factores de instalaciones de los equipos se muestran en la Tabla 9.3 (Peters & Timeerhaus, 1991)

Tabla 9.3: Factores de Instalación para cada equipo

Equipo	Factor de instalación
Agitador	0,2
Bombas	0,3
Calderas	0,5
Estanques	0,3
Intercambiadores de calor	0,3
Extractores	0,3
Secador spray	0,5
Centrífuga	0,4
Ultrafiltrador	0,3
Nanofiltrador	0,3
Evaporador	0,25

Equipo	Factor de instalación
Válvulas*	0,2
Lavadora*	0,3
Cortador*	0,3
Cinta transportadora*	0,2

*Estimado

Los resultados de los costos instalados de cada equipo se encuentran en la Tabla 9.4.

Tabla 9.4: Costos de los equipos de proceso

Equipo	Cantidad	Costo FOB [UF]	Costo FOB Total [UF]	Costo entregado [UF]	Costo instalado [UF]
Lavadora	1	10,72	10,72	11,79	15,33
Cortador	3	24,20	96,8	106,48	138,42
Estanque Ecuallizador	1	1.195,83	1.195,83	1.315,42	1.710,04
Extractor	4	85,78	343,12	377,43	490,66
Separador Centrifugo	1	2.763,24	2.763,24	3.039,56	4.255,39
Secador spray	1	2.419,22	2.419,22	2.661,14	3.725,59
Ultrafiltrador	1	55,76	55,76	61,33	104,27
Nanofiltrador	9	55,76	501,84	552,02	717,63
Evaporador	3	70,77	212,30	233,53	373,66
Intercambiador de calor	2	3.883,13	7.766,27	8.542,90	1.1105,77
Silo almacenamiento	1	238,48	238,48	262,33	341,03
Estanque almacenamiento	1	715,56	715,56	787,12	1.023,25
Bombas	10	3,22	32,17	35,38	46,00
Caldera	1	28,25	28,25	31,08	46,62
Válvulas	18	84,32	1.517,79	1.669,57	2.003,49
Cinta Transportadora	5	5,75	28,74	31,61	37,93
Camión	1	428,90	428,90	471,79	566,15
Total	63	12.068,89	18.354,99	20.190,48	26.701,24

Terreno

El costo del terreno es el único costo de capital que no está sujeto a la depreciación, al contrario de los equipos u otros costos de capital, por lo que se considera aparte y no se sumará como costo de capital fijo directo.

El valor de las hectáreas de terreno en la ciudad de Puerto Montt varía entre ocho millones y catorce millones de CLP. Tomando un promedio entre ambos valores y teniendo en cuenta una hectárea de terreno para contar con la posibilidad de una posterior expansión de la planta, el valor es de 538,78 [UF].

Acondicionamiento de terreno

Se refiere a los costos de nivelación del terreno, creación de caminos, veredas y cercado de la planta. Se considerará que es de un 15% del capital de equipos entregados.

Edificaciones

Estos costos están referidos a los materiales, suministros y manos de obra necesarias en la construcción de los edificios relacionados con la planta.

Los costos de edificación para plantas nuevas en terrenos sin ningún tipo de construcción, constituye un 47% del total del costo entregado por los equipos (Peters & Timeerhaus, 1991).

Instrumentación y control, cañerías, instalaciones eléctricas

Se estima que estos costos son un porcentaje del costo entregado por cada equipo, este porcentaje depende de los materiales con los que se trabaja en la planta. En la Tabla 9.5 se expresan los porcentajes para plantas donde se maneja material líquido y sólidos (Sinnott, 2005).

Tabla 9.5: Porcentaje de costos entregado para el cálculo de costos por I&C, cañerías e instalaciones eléctricas

Concepto	Porcentaje de costo entregado
Instrumentación y control	45%
Cañerías	15%
Instalaciones eléctricas	10%

Instalación de servicios

Se considera como instalación de servicio a lo necesario para el suministro de combustible, agua, electricidad, así como también las instalaciones necesarias en la eliminación de residuos, los talleres, los casinos, etc.

Estos costos son cercanos al 55% del costo de los equipos entregados en una planta normal procesadora de líquidos y sólidos (Peters & Timeerhaus, 1991).

En la Tabla 9.6 se observan los resultados obtenidos del total de los costos de capital fijo directos.

Tabla 9.6: Resultados de los costos de capital fijo directo

Ítem	Valor [UF]
Equipos instalados	26.791,24
Acondicionamiento de terreno	3.028,57
Edificación	9.489,53
Instrumentación y control	9.085,72
Cañerías	3.028,57
Instalaciones eléctricas	2.019,05
Instalación de servicios	11.104,76
Total capital fijo directo	64.547,44

Costos de capital fijo indirectos

Se incluyen en estos costos el trabajo de ingeniería y diseño, así como también los costos de oficina, contabilidad, viajes y comunicaciones. Se considera que tiene un valor aproximado del 8% de los costos directos totales de la planta (Peters & Timeerhaus, 1991).

Gastos legales

Son los costos necesarios para efectuar las gestiones legales de manera que la empresa cumpla con la legislación interna del país. Se estima que estos costos son aproximadamente un 2% de los costos de los equipos entregados.

Pago contratistas

Se supone que el pago a los contratistas varía entre un 2 y un 8% de los costos directos totales de la planta (Peters & Timeerhaus, 1991).

Contingencia

Estos costos se consideran para compensar eventos imprevistos, ya sean cambios en los precios, cambios en el diseño, paros de la planta, desastre naturales, etc. Se considera este valor varía entre un 5 y un 15% del total del capital fijo directo (Peters & Timeerhaus, 1991).

En la Tabla 9.7 se resume los gastos del capital fijo indirecto.

Tabla 9.7: Resultado de los costos de capital fijo indirecto

Ítem	Valor [UF]
Costos indirectos	5.163,80
Gastos legales	403,81
Pago contratistas	3.227,37
Contingencia	6.454,74
Total capital fijo indirecto	15.249,72

9.1.2 Capital de trabajo

El capital de trabajo de una planta industrial, consiste en la cantidad total de dinero invertido en: Materias primas y suministros en existencia; productos terminados en stock y productos semi-terminados en proceso de fabricación; Cuentas por cobrar; Gastos de operación tales como sueldos y compras de materias primas y por último cuentas e impuestos por pagar (Peters & Timeerhaus, 1991).

Por lo general en las plantas químicas se considera con costo inicial de capital de trabajo de entre un 10 y un 20% del total del costo de capital fijo.

En la Tabla 9.8 se resume el total de los costos de capital.

Tabla 9.8: Resumen de los costos de capital

Ítem	Valor [UF]
Capital fijo	79.797,16
Capital de trabajo	11.969,57
Terreno	538,78
Costo Total costo de capital	92.305,51

9.2 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El costo de la producción contempla el costo de las materias primas, mano de obra y otros gastos generales. Estos costos se subdividen generalmente en dos grandes categorías: costos de manufactura, también llamados costos operacionales, y en gastos generales. Para el presente

proyecto estos costos serán calculados en base anual, ya que se considera como una de las mejores alternativas para realizar una evaluación económica de prefactibilidad. Este es uno de los factores de mayor influencia dentro del análisis económico y representa todos los egresos relativos a la operación en planta, venta de producto y administración entre otros.

9.2.1 Costos de manufactura

En los costos de manufactura se consideran el costo de las materias primas y mano de obra, y otros suministros necesarios para el funcionamiento de la planta como agua, electricidad y combustible.

Materias Primas

El costo por concepto de materia prima es uno de los ítems más relevantes del costo de producción. En el caso de la producción de antioxidante concentrado y fibra a partir de musgo *Sphagnum magellanicum*, la materia prima corresponde a las toneladas de musgo *Sphagnum magellanicum* húmedo recién cosechado que se recepcionan anualmente en la planta, incluyendo un recargo del 10 % por concepto de transporte (Peters, Timmerhaus, & West, 2003). En cuanto al precio pagado al recolector, este haciende a \$400 pesos por saco de 20 [Kg] musgo húmedo (recién cosechado), como se procesan 24.000 [ton/año], el precio de la materia prima en la planta es de 22.645,81 [UF/año].

La variación del precio de la materia prima es muy importante debido a que flujo de caja es sensible a ésta, sobre todo en lo que se refiere al musgo. Esta variable se analiza y sensibiliza más en conjunto con otras más adelante.

Mano de obra

El costo de mano de obra depende de la cantidad de operarios y personal que se requiere para el funcionamiento de la planta, los que se detallan en la Tabla 9.9, el número de operarios requeridos se basa en lo determinado en la Organización de la planta. Pese a existir correlaciones para calcular el pago a los trabajadores (como por ejemplo en libro de Peters, 2003), estas no se ajustan a la realidad nacional, por lo que estos son estimados según estudios nacionales en Futuro Laboral (Gobierno de Chile, 2012). Los meses pagados en el año son considerados como trece

meses: doce trabajados más uno de indemnización por año de servicio en el caso que es trabajador tenga que ser despedido.

Tabla 9.9: Costos mano de obra

Cargo	Cantidad	Sueldo	Total [UF/mes]	Total [UF/Año]
Gerente general	1	128,67	128,67	1.672,7
Secretaria	1	25,73	25,73	334,54
Gerente de producción	1	85,78	85,78	1.115,13
Jefe de turno	2	64,33	128,67	1.672,7
Operarios	19	19,3	366,71	4.767,2
Jefe de mantención	1	38,6	38,6	501,81
Prevencionista	1	38,6	38,6	501,81
Mecánico	1	17,16	17,16	223,03
Gerente finanzas y administración	1	64,33	64,33	836,35
Contador	1	34,31	34,31	446,05
Informático	1	34,31	34,31	446,05
Encargado de adquisiciones	1	38,6	38,6	501,81
Encargado control de calidad	1	38,6	38,6	501,81
Gerente área comercial	1	64,33	64,33	836,35
Encargado de ventas	1	38,6	38,6	501,81
Encargado mercado, promoción y logística	1	38,6	38,6	501,81
Gerente Investigación, desarrollo e innovación	1	64,33	64,33	836,35
Secretaria	1	21,44	21,44	278,78
Guardias	3	12,87	38,6	501,81
Personal de aseo	4	10,72	42,89	557,57
Junior	1	10,72	10,72	139,39
Total				17.674,88

Suministros básicos

A partir de los balances de masa, balance de energía y diseño de los equipos, se presentan varios suministros que deben considerarse en la evaluación económica, entre los más importantes se encuentran el agua, la electricidad y el combustible.

Agua

Las aguas de proceso consideradas en este ítem son las ocupadas para el proceso de lavado del musgo, aguas de extracción y el agua para la generación de vapor. El precio aproximado del metro cubico de agua es determinado según lo informado por la empresa distribuidora de agua potable en la ciudad de Puerto Montt ESSAL S.A.(ESSAL S.A, 2014), precio estimado en 0,05 [UF/m³] de agua potable incluyendo el tratamiento de agua y el alcantarillado. En la Tabla 9.10 se indican los requerimientos necesarios y valores de las aguas de proceso.

Tabla 9.10: Costos de agua en el proceso

Proceso	Valor [m3/h]	Consumo [m3/año]	Precio [UF/m3]	Total [UF/año]
Agua de lavado	55,96	232.800	0,05	11.640
Aguas de extracción	51,44	214.007	0,05	10.700,37
Aguade generación de vapor	3,97	16.513	0,05	825,65
Total				23.166,02

Electricidad

Por concepto de electricidad se consideran los consumos de los equipos determinados en el balance de energía y diseño de equipos. Este consumo lo comprenden principalmente el transporte de los sólidos y líquidos por la planta, el pretratamiento del musgo, agitación del extractor, filtración y secado de la fibra. El precio de la electricidad se estimó según lo informado por la empresa de distribución eléctrica en la décima región GRUPO SAESA (SAESA, 2014), precio

estimado en 0,005 [UF/kW]. En la Tabla 9.11 se detallan los requerimientos necesarios de cada ítem y el costo de estos.

Tabla 9.11: Costo de energía eléctrica en el proceso

Proceso	Valor [kW/h]	consumo [kW/año]	Precio [UF/kW/ h]	Total [UF/año]
Lavadora tambor rotatorio	3	12.480	0,005	62,40
Maquina cortadora	486,96	2.025.753,6	0,005	10.128,77
Agitación del extractor	6,09	25.334,4	0,005	126,67
Centrifugación	242	1.006.600	0,005	5.033,60
Filtrado	34,16	142.105,6	0,005	710,53
Correas transportadoras	0,56	2.329,6	0,005	11,65
Bombas	4,04	16.806	0,005	84,03
Total				16.157,65

Combustible

El costo por combustible se refiere principalmente al combustible necesario para el requerimiento de energía de la caldera. El combustible a utilizar es Fuel Oil N°6, distribuido en Chile por ENAP, este por su parte mantiene a un precio fluctuante de aproximadamente 640 [USD/ton] (ENAP, 2014). El costo total de este suministro se detalla en la Tabla 9.12.

Tabla 9.12: Costo de combustible en el proceso

Proceso	Valor	Consumo		Total	
	[kg/h]	[ton/año]	Precio [USD/ton]	[USD/año]	[UF/año]
Caldera	255,46	1.062,71	640	680.136,70	15.303,36
Total					15.303,36

El costo total asociado a los suministros básicos de agua, electricidad y combustible, asciende a la suma de 54.627,03 [UF/año].

Mantenimiento y reparaciones

El costo del mantenimiento y las reparaciones de los equipos puede variar por cada equipo, dependiendo de la complejidad de la reparación y el uso. Este costo puede variar entre 2% a 20%

del costo total de los equipos. Por lo que costo de mantención general de la planta se puede tomar como un 6% del Capital fijo de Inversión Total (Peters, Timmerhaus, & West, 2003), valor anual de 4.787,83 [UF/año].

Suministros de funcionamiento

Estos son los suministros ocupados para mantener el proceso funcionando eficientemente. Ejemplo de estos artículos son lubricantes, test de productos químicos, productos de mantenimiento, y otros suministros similares que no pueden ser considerados como materias primas o de mantenimiento y materiales de reparación. El costo anual de este tipo de suministros es de aproximadamente un 7% del costo total de mantenimiento y reparaciones (Peters, Timmerhaus, & West, 2003), equivalente anualmente a 335,15 [UF/año].

Seguros

El seguro a la propiedad suele ser considerado como un gasto fijo no variable. Puede ser considerado como un 1% del capital fijo de inversión (Peters, Timmerhaus, & West, 2003), valor 797,97 [UF/año].

9.2.2 Gastos generales

Gastos de administración

Estos costos son referidos a los costos de suministros y equipo de oficina como los gastos en fotocopias, impresoras, llamadas telefónicas, comunicaciones con el exterior, administrativas edificios, y otros artículos generales relacionados con las actividades administrativas. Este gasto varía entre el 5 al 10% del costo del mano de obra del departamento de producción (Peters, Timmerhaus, & West, 2003). Para este caso se utilizará el 10%, resultando en 878,17 [UF/año].

Gastos de distribución y mercadeo

Es necesario considerar los gastos involucrados en la venta de los productos; esto incluye, suministros y otros gastos para oficinas de ventas, comisiones y gastos de viaje para los vendedores, gastos en transporte, gastos de publicidad y técnicas de ventas servicio. Los costos de distribución y marketing varían dependiendo del material producido, estos costos para la

mayoría de las plantas de productos químicos o bioquímicos están en el rango del 2 al 20 % del costo total del producto. Este valor se estima como el 5% del costo de manufactura (Towler & Sinnott, 2008), este costo se traduce en 5.043,43 [UF/año].

En la Tabla 9.13 se presenta un resumen general de los costos de producción anual.

Tabla 9.13: Costo total de producción anual

Ítem	Costo [UF/año]
Materia prima	22.645,81
Mano de obra	17.674,88
Suministros básicos	54.627,03
Mantenimiento y reparaciones	4.787,83
Suministros de funcionamiento	335,15
Seguros	797,97
Gastos generales	5.921,60
Total	106.790,27

9.3 INGRESOS

9.3.1 Ingresos por venta de antioxidante concentrado y fibra

La producción de antioxidante concentrado a partir de musgo es de 525,45 [ton/año] y, de acuerdo al precio de venta de 300 [UF/ton], esto representa un ingreso anual de 157.754,98 [UF]. Por otro lado la producción de antioxidante genera un sub producto el cual será vendido como fibra de musgo. Esta fibra se produce a un valor que asciende a 6.455,36[ton/año] y, de acuerdo al precio de venta de 30 [UF/ton], representa un ingreso anual de 193.808.44 [UF], Obteniéndose un ingreso anual total por concepto de venta de productos de 351.563,42 [UF/año] con el proceso funcionando a un 100%. Los valores de los productos fueron estimados a partir de un estudio realizado por CREATECH(Cáceres & Robledo, 2013), estos valores se fijaron un 30% por debajo de los informados por este organismo para obtener un análisis más conservador.

9.4 RENTABILIDAD DEL PROYECTO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para medir la rentabilidad del proyecto y poder conocer su flujo de caja es necesario incorporar los efectos tributarios de la depreciación, impuesto, utilidades y pérdidas para analizar la rentabilidad del proyecto.

Es importante conocer el impuesto a la renta que dada la naturaleza del proyecto, el cual se representa como una empresa de producción industrial cae en el impuesto de primera categoría (Impuesto a la Renta), el que se considera un 20% sobre las utilidades devengadas (Artículo 20 Ley de Impuesto a la Renta a partir del 2012).

Este análisis se realiza mediante indicadores financieros como TIR o VAN, los cuales se especificaran más adelante en cuanto a su significado y al valor que se le asignara para estudiar este proyecto.

La tasa interna de retorno del proyecto (TIR) es un indicador de rentabilidad relativa, por lo cual, cuando se hace una comparación de tasas de rentabilidad interna de dos proyectos no se tiene en cuenta la posible diferencia en las dimensiones de los mismos. Una gran inversión, con una TIR baja, puede tener un valor actual neto (VAN) superior a un proyecto con una inversión pequeña y una TIR elevada. Obtener una rentabilidad positiva quiere decir obtener mayores beneficios que la cantidad invertida para la obtención de los mismos (Riggs, Bedworth, & Randhawa, 2002).

La Tasa Mínima Atractiva de Retorno (TRMA) es la cantidad obtenida como ganancia en relación a la cantidad original, constituye una tasa de retorno razonable establecida como base para determinar si una alternativa es económicamente viable (Riggs, Bedworth, & Randhawa, 2002). Se propondrá una TRMA del 15% desde el punto de vista del inversionista.

Para este tipo de proyectos donde la inversión es moderada y no a un largo plazo, el estudio de evaluación económica se realiza comúnmente usando como tiempo de operación los primeros diez años del proyecto, en el cual se considera una depreciación acelerada, según lo permite el servicio de impuestos internos.

La depreciación se ocupa solo para los inmuebles y los equipos (sin incluir los costos anexos al equipo) que se devalúan mediante el transcurso de los años por su utilización y antigüedad. Según los que propone el Servicio de Impuestos Interno de Chile, el periodo usual de depreciación para equipos industriales en general es de quince años y para las edificaciones de diez años. La ley chilena también permite utilizar la depreciación acelerada correspondiente cada tres años para bienes inmuebles. Esta se calcula de acuerdo a la Ecuación 9.6.

$$d = \frac{C_i - C_f}{\frac{n}{3}}$$

Ecuación 9.6

Donde:

d: Depreciación lineal acelerada [UF]

C_i: Costo inicial del bien [UF]

C_f: Costos final del bien o valor libro, para este proyecto se asume cero [UF]

Los costos de los inmuebles y equipos instalados y sus respectivas depreciaciones se muestran en la Tabla 9.14.

Tabla 9.14: Depreciación de los costos de edificación y equipos instalados

Costo	[UF]	Vida Útil [años]	Depreciación anual [UF/año]
Edificación	9.489,53	10	3.163,18
Equipos instalados	26.701,24	15	5.340,25

Otro punto relevante en la evaluación son los costos de inversión y costos de producción los cuales fueron determinados al inicio de esta sección, estos costos se resumen en la Tabla 9.15.

Tabla 9.15: Costos de inversión y producción

Inversión	
Ítem	Costo [UF]
Capital fijo	79.797,16
Capital de trabajo	11.969,57
Terreno	538,78
Costo total de capital	92.305,51
Producción	
Ítem	Costo [UF/año]
Materia prima	22.645,81
Mano de obra	17.674,88
Suministros básicos	57.627,03
Mantenimiento y reparaciones	4.787,83
Suministros de funcionamiento	335,15
Seguros	797,97
Gastos generales	5.921,60
Costo total de producción	106.790,27

A partir de lo anterior se presenta en la Tabla 9.16 el flujo de dinero del proyecto considerando una producción escalonada de 40 % de la máxima capacidad de producción los primeros tres años, para luego aumentarla a un 80 % los siguientes tres años y finalmente con una producción máxima hasta el año diez.

Tabla 9.16: Flujo de dinero en UF durante los primeros diez años de operación

Periodo	Ingresos	Costos	FAI	Depreciación	FSI	Impuesto 20%	FDI
0	0	92.306	-92.306				-92.306
1	140.625	60.427	80.199	36.191	44.008	8.802	35.206
2	140.625	60.427	80.199	36.191	44.008	8.802	35.206
3	140.625	60.427	80.199	36.191	44.008	8.802	35.206
4	281.251	91.336	189.915	26.701	163.214	32.643	130.571
5	281.251	91.336	189.915	26.701	163.214	32.643	130.571
6	281.251	91.336	189.915		189.915	37.983	151.932

Periodo	Ingresos	Costos	FAI	Depreciación	FSI	Impuesto 20%	FDI
7	351.563	106.790	244.773		244.773	48.955	195.819
8	351.563	106.790	244.773		244.773	48.955	195.819
9	351.563	106.790	244.773		244.773	48.955	195.819
10	351.563	106.790	244.773		244.773	48.955	195.819

Para los valores de la Tabla 9.16, el valor actual neto (VAN) del proyecto es de 435.030,43 [UF], para una TRMA de 15%, obteniéndose además una tasa interna de Retorno (TIR) de 64%.

Además con este flujo de caja también se determina el payback o “plazo de recuperación”, el cual es de cuatro años para este proyecto con las condiciones de precio de los productos y la TRMA propuesta. En la Figura 9.1 se ve esto representado.

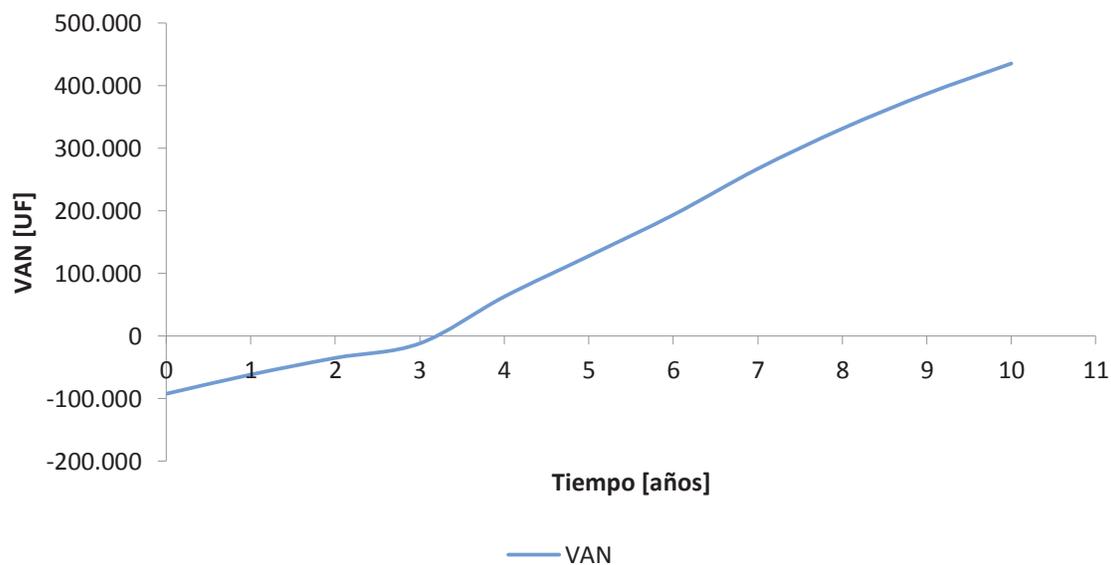


Figura 9.1: Payback del proyecto

Otra forma de apreciar el análisis de este proyecto es la variación del valor actual neto (VAN) con respecto a la variación de la TRMA en un periodo de evaluación de diez años.

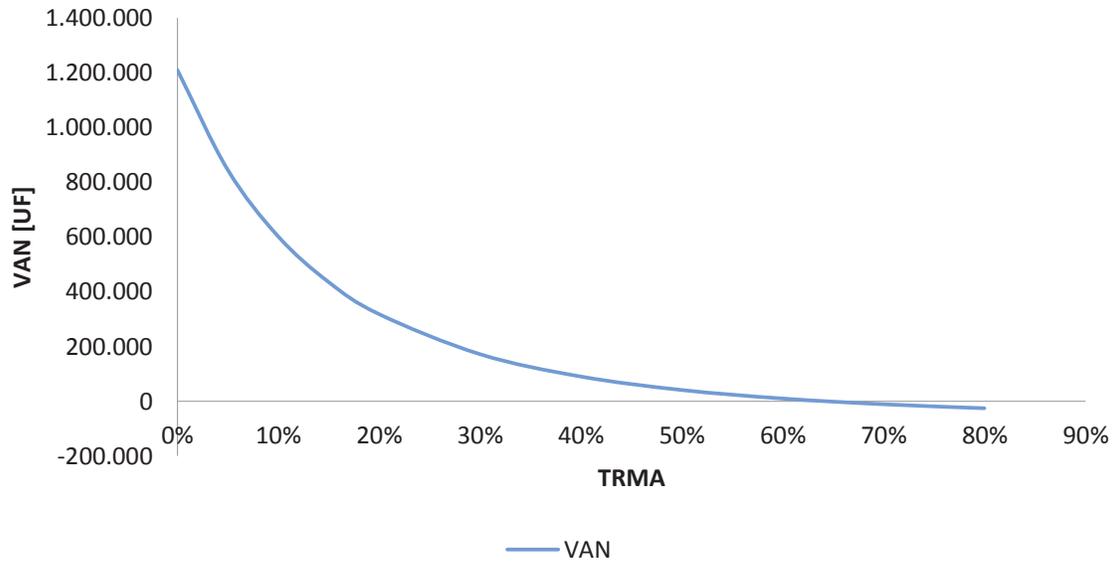


Figura 9.2: Variación del VAN con respecto a la TRMA

Se aprecia en la Figura 9.2 el Valor actual neto del proyecto tiene un valor positivo hasta que TRMA alcanza un valor de 64,31% aproximadamente, esta TRMA de 61,31% es un valor considerado bastante alto para la industria productora , por lo que sería un proyecto bastante atractivo para el inversionista.

Finalmente se analizó el TIR del proyecto en un periodo de evaluación de diez años para el costo del Antioxidante concentrado y la fibra fijados anteriormente.

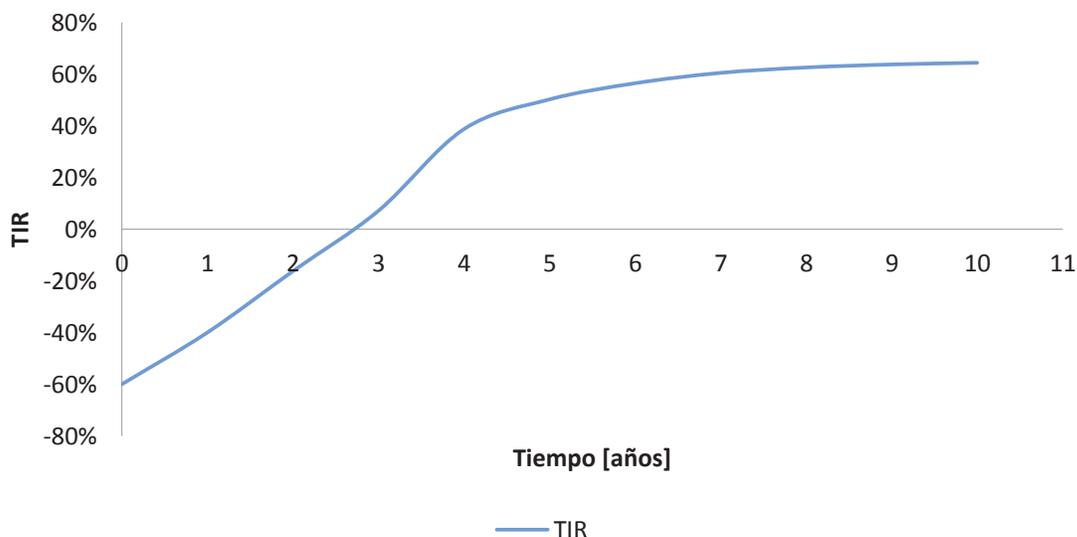


Figura 9.3: Analisis del TIR en el periodo de 10 años

En la Figura 9.3 se puede apreciar que la TIR a partir del cuarto año es mayor que la TRMA del proyecto, lo que significa que desde el cuarto año comienza a ser rentable llegando a los diez años a una TIR del 64%.

9.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Un análisis de sensibilidad puede ejecutarse con cálculos de VAN, VAE, TIR, utilizando los flujos efectivos después de impuestos esperando ver como el cambio de ciertos factores influyen en el riesgo del proyecto (Riggs, Bedworth, & Randhawa, 2002).

Esta sección se realizó considerando principalmente aquellas variables que no pueden ser controladas y que son afectadas substancialmente por el mercado. Para la sensibilización se consideró el precio del musgo *Sphagnum magellanicum*, el precio del agua y los precios de concentrado de antioxidante y la fibra dietética.

Para el precio del musgo se evaluaron costos de materia prima entre 50% menor y mayor al precio actual. En la Figura 9.4 se observa que al cambiar los indicadores estos se comportan de manera lineal. Para la TIR los escenarios que se presentan son positivos, esta sigue siendo mayor que la TRMA, por lo que podemos decir que la materia no genera un gran impacto en la rentabilidad del

proyecto, esto significa que el proyecto es rentable incluso cambiando los costos de la materia prima al doble.

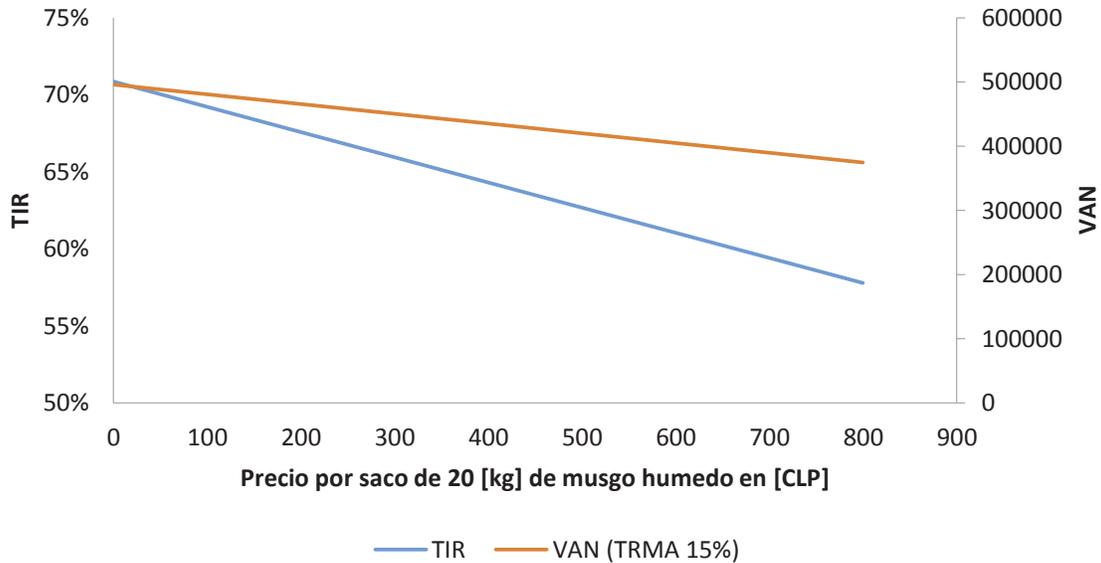


Figura 9.4: Sensibilización del precio del musgo

Se evaluó el precio del agua porque este suministro es de alto consumo en el proceso y se presume que una variación en su precio podría afectar la rentabilidad del proceso por lo que se evaluó de manera similar a la cual se analizó el precio del musgo, es decir, aumentando y disminuyendo su costo en un 50%. En la Figura 9.5 se encuentran los resultados de este análisis el que muestra que al igual que el análisis hecho al musgo, al cambiar los indicadores estos se comportan de manera lineal y que la TIR sigue siendo mayor a la TRMA, esto quiere decir que aunque el consumo de este suministro es alto, el cambio de su precio aun a valores sobre el 50% del actual el proyecto sigue siendo rentable sufriendo un impacto de disminución de la TIR en aproximadamente un 10%.

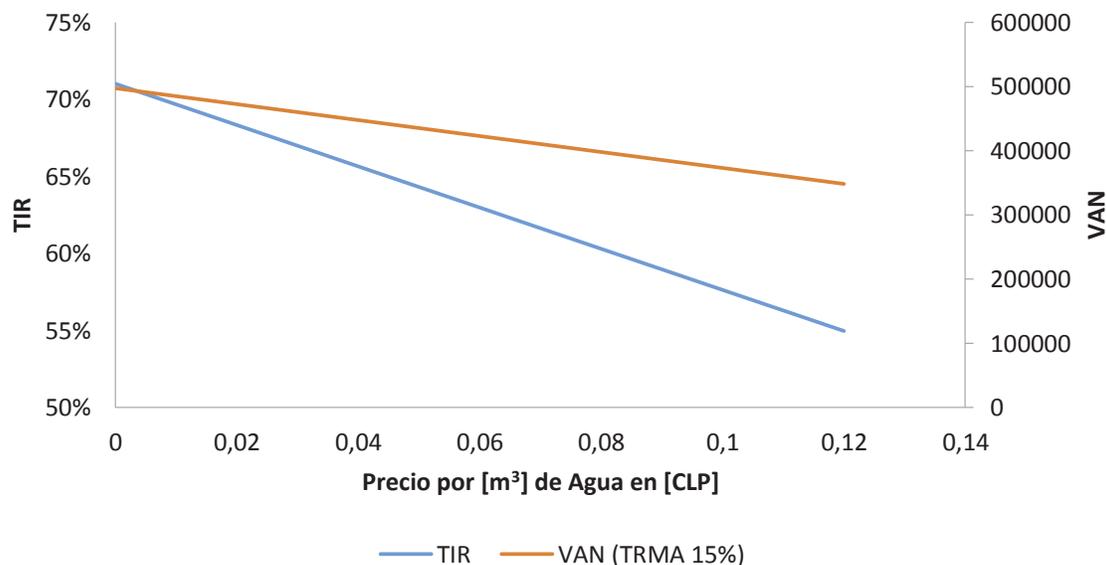


Figura 9.5: Sensibilización del precio del agua

El análisis del precio de venta de los productos son los que podrían afectar en mayor medida la rentabilidad del proyecto y así influir en la decisión del inversionista.

En primer lugar se analizó el precio de venta de la fibra dietética este fue realizado de la misma manera que los análisis anteriores, evaluando el precio del producto entre un 50% menor y mayor al cual se estableció. Los resultados se observan en la Figura 9.6, en la cual se puede observar que la sensibilización de este precio si puede afectar la rentabilidad del proyecto, donde se muestra que la TIR de este proyecto varía considerablemente al aumentar o disminuir el precio, reflejándose que con un precio de venta de la fibra dietética bajo los 150 [CLP] la TIR no supera a la TRMA (15%), lo cual hace del proyecto poco atractivo para quien quiera invertir en él, esto se debe a que si bien la fibra dietética es un subproducto de la obtención del antioxidante, la gran cantidad de masa que se produce en el proceso afecta el proyecto.

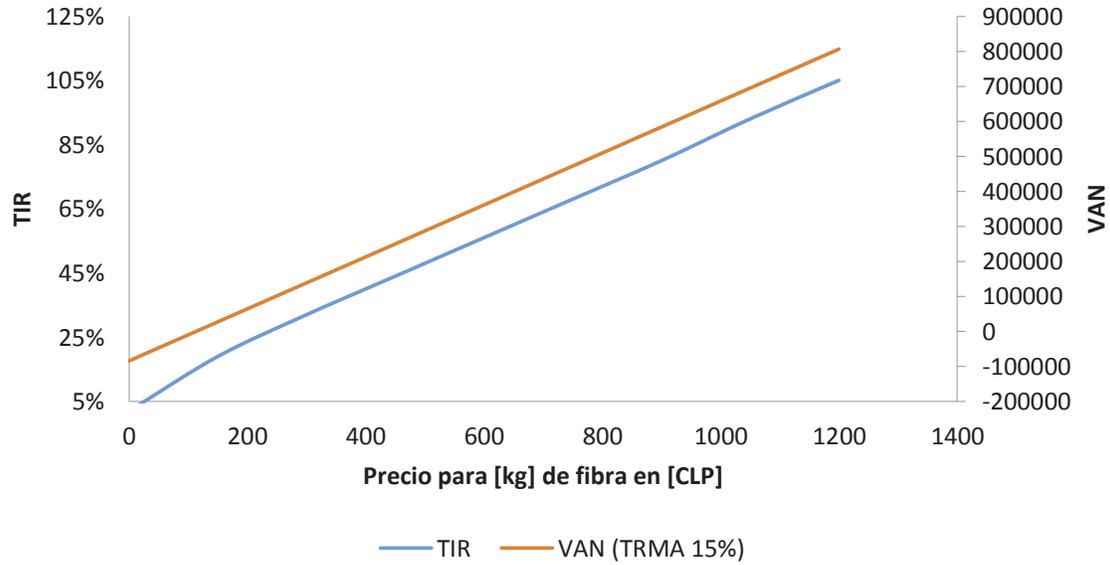


Figura 9.6: Sensibilización del precio de la fibra dietética

El precio del concentrado de antioxidante se evaluó del mismo modo que los análisis anteriormente mostrados. En la Figura 9.7 se observan los resultados, los cuales arrojan un comportamiento lineal en el cambio de los indicadores, pero a diferencia del análisis de sensibilidad hecho para la fibra dietética, la TIR sigue siendo mayor que la TRMA al cambiar el precio de venta, por lo cual el proyecto sigue siendo rentable ante los cambios de precio del principal producto.

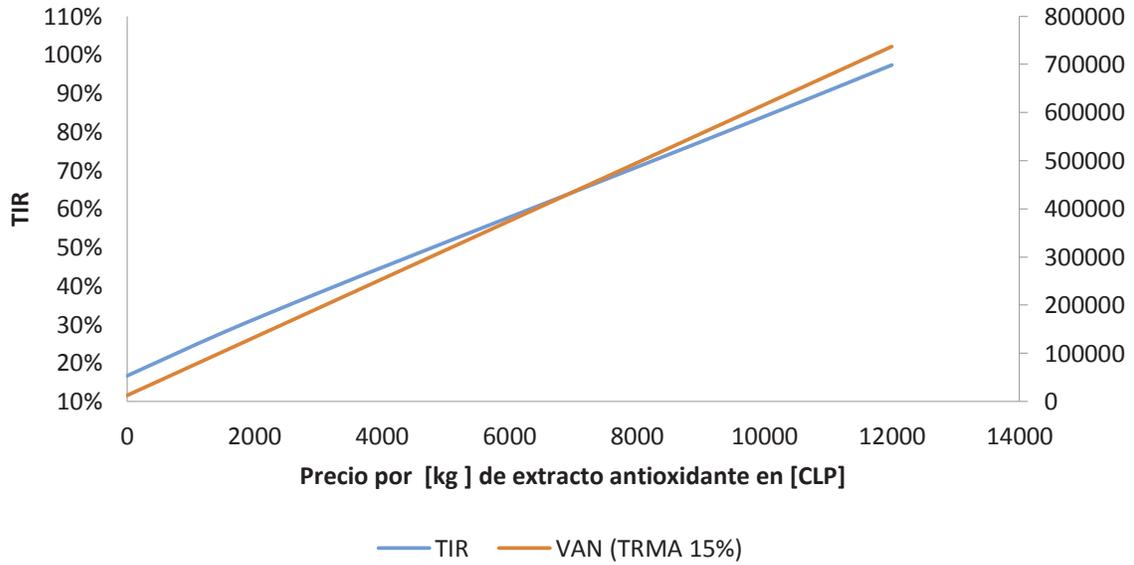


Figura 9.7: Sensibilización del precio del concentrado de antioxidante

En resumen, de los cuatro factores que se sensibilizaron, el único que podría hacer que la rentabilidad del proyecto se perdiera es el precio de la fibra dietética, si bien el aumento del precio de la materia prima y del suministro de agua hacen disminuir la TIR del proyecto este sigue siendo rentable, fenómeno que también se repite al disminuir el precio de venta del antioxidante.

9.6 REFERENCIAS CAPÍTULO 9

Cáceres, N., & Robledo, J. (2013). *PLAN DE NEGOCIO, PROYECTO VIU120024: Generación de Valor a partir de Sphagnum magellanicum, una Nueva Alternativa para la Nutrición Actual*. CREATECH S.A

ENAP. (02 de Enero de 2014). *Enap*. Recuperado el 05 de Enero de 2014, de Tabla de Precios de Paridad: http://www.enap.cl/pag/66/991/tabla_de_precios_de_paridad

ESSAL S.A. (2014). *ESSAL S.A.* Recuperado el 05 de Enero de 2014, <http://www.essal.cl/Pagina.aspx?id=22>

Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). *Analysis of Costs Estimation. In. Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (Quintaed.). New York, USA: McGraw-Hill.

Peters, M., & Timeerhaus, K. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. Singapore: McGraw-Hill, Inc.

Riggs, J., Bedworth, D., & Randhawa, S. (2002). *Ingeniería Económica* (Cuarta ed.). Mexico, D.F: Alfaomega Grupo Editor, S.A.

SAESA. (01 de Enero de 2014). *SOCIEDAD AUSTRAL DE ELECTRICIDAD S.A.* Recuperado el 05 de Enero de 2014, http://portal.saesa.cl:7778/pls/portal/docs/PAGE/PAGE_CALL_SAESA/SESP_CNS_TARIFAS_GRUPO_SAESA/SESP_CNS_TARIFAS_GRUPO_SAESA_SAESA_14/PUBLICACION%3%93N%20SAESA%2001-01-2014.PDF

Sapag, N., & Sapag, R. (1991). *Preparación y evaluación de proyectos*. Naucalpan de Juárez: McGraw-Hill.

Sinnott, R. (2005). *Costing and project evaluation. Chemical Engineering Design*. London: Coulson & Richardson's Chemical Engineering series.

Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Costing and Project Evaluation. In: Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. USA, California.

10 DISCUSIONES, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

10.1 DISCUSIONES

En el estudio de mercado realizado, se analizó el mercado nacional y el internacional para los antioxidantes y la fibra dietética, y para ambos casos se muestra una tendencia a la alza en el consumo de alimentos que utilizan estos productos como aditivos.

La ubicación de la planta se realizó tomando en cuenta que la décima región es la región con mayor cantidad de turberas disponibles para obtener la materia prima necesaria para elaborar el producto. Sin embargo, como es la zona central, la de mayor densidad poblacional, es ésta zona la que tiene mayor cantidad de mano de obra disponible. Otro punto a favor en la ubicación de la planta en la ciudad de Puerto Montt, es que esta ciudad cuenta con un puerto, lo cual hace más fácil el traslado del producto hacia el mundo.

En el proceso seleccionado para la obtención del extracto concentrado de antioxidante y fibra dietética existen operaciones unitarias que pueden ser optimizadas mediante recirculación o dilución, como es el caso de la ultrafiltración y la nanofiltración, esto con el fin de obtener un extracto con mayor pureza, si es que es necesario. Al igual que la evaporación, la cual se puede optimizar aumentando el número de módulos para así obtener un extracto aún más concentrado, si así se requiere.

La evaluación económica da a conocer que el proyecto es muy rentable, aun si es sujeto a cambios en los precios de la materia prima, el agua y la venta de los productos.

10.2 CONCLUSIONES

Es rentable producir el concentrado de antioxidante y la fibra dietética a partir del musgo *Sphagnum magellanicum* tomando en cuenta los indicadores económicos seleccionados para un periodo de diez años.

El factor que afecta de mayor medida la rentabilidad del proyecto se trata del precio de venta de la fibra dietética. Por lo que la variación del precio de la fibra puede ser inconveniente para el desarrollo del proyecto.

El precio del concentrado de antioxidante se estableció de manera de poder competir con productos que hoy en día son utilizados como preservantes en la industria alimenticia como lo es el sorbato de potasio (CLP1.187/kg). Por lo que se consideró que el precio de este producto es de CLP 7.000/kg.

El precio de la fibra dietética se considera un precio promedio de CLP 700/kg, dado que se estima que el precio de la fibra dietética es de 2 USD/kg.

10.3 RECOMENDACIONES

Es necesario trabajar en la eficiencia energética de la planta, aprovechando las corrientes de agua a alta temperaturas que se obtienen del proceso de pasteurización, de tal manera de disminuir los costos de operación de la planta por concepto de consumo de combustible.

Se recomienda hacer un estudio de mercado más profundo y con datos actualizados, de manera de observar cual es el real impacto de este proyecto en el mercado.

APÉNDICE

APÉNDICE A

A.1 Correlación de ChoiOkos

Para el cálculo del calor específico del alimento en las corrientes de entrada y salida del secador spray se utiliza la correlación de choiokos (1986), la cual estima las propiedades térmicas de un alimento en base una composición conocida y la temperatura de éste según la siguiente ecuación:

$$Cp_{ssi} = X_{ij} \cdot Cp_{ij}$$

Donde:

Cp_{ssi} : Calor específico del producto en la corriente i, [kJ/kg $^{\circ}$ C]

X_{ij} : Fracción másica del componente j en la corriente i

Cp_{ij} : Calor específico del componente j en la corriente i, [kJ/kg $^{\circ}$ C]

Las correlaciones que permiten calcular el calor específico de cada componente en el alimento se muestran en la siguiente tabla.

Componente	Cp [kJ/kg $^{\circ}$ C]
Carbohidrato	$1,5488 + 1,9625 \cdot 10^{-3} \cdot T - 5,9399 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$
Ceniza	$1,0926 + 1,8896 \cdot 10^{-3} \cdot T - 3,6817 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$
Fibra	$1,8459 + 1,8306 \cdot 10^{-3} \cdot T - 4,6509 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$
Grasa	$1,9842 + 1,4733 \cdot 10^{-3} \cdot T - 4,8008 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$
Proteína	$2,0082 + 1,2089 \cdot 10^{-3} \cdot T - 1,3129 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$

Como todos los cálculos se realizan en [kcal/kg], se debe tener en cuenta que:

$$1 \frac{cal}{g} = 4,184 \frac{J}{g}$$

A.2: Diagrama psicrométrico para el cálculo de las propiedades del aire

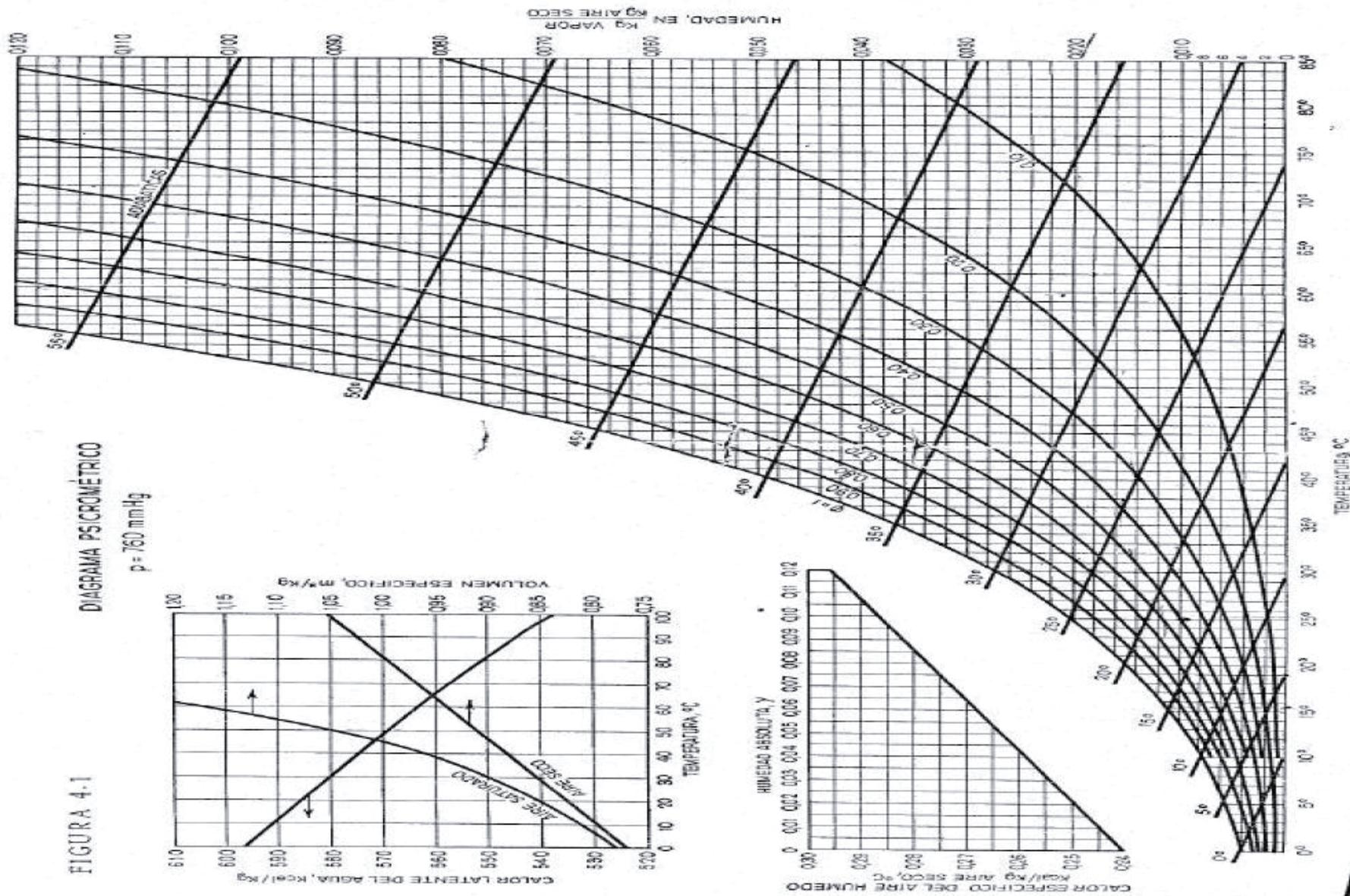
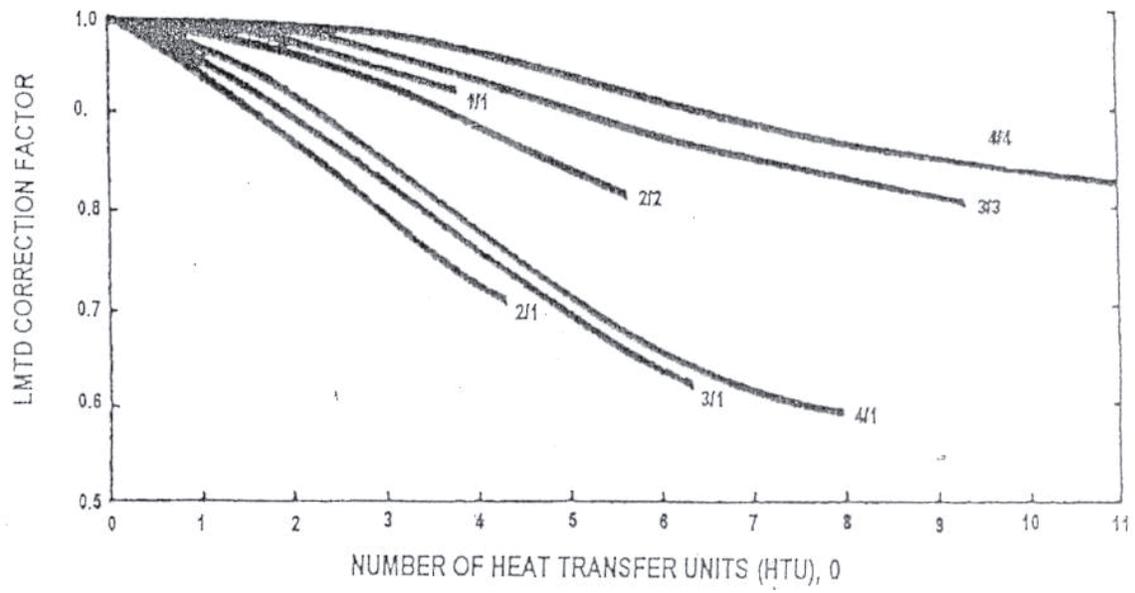


FIGURA 4.1
DIAGRAMA PSICROMETRICO
 $p = 760 \text{ mmHg}$

A.3: Cálculo del factor de corrección NTU para Intercambiadores de placa

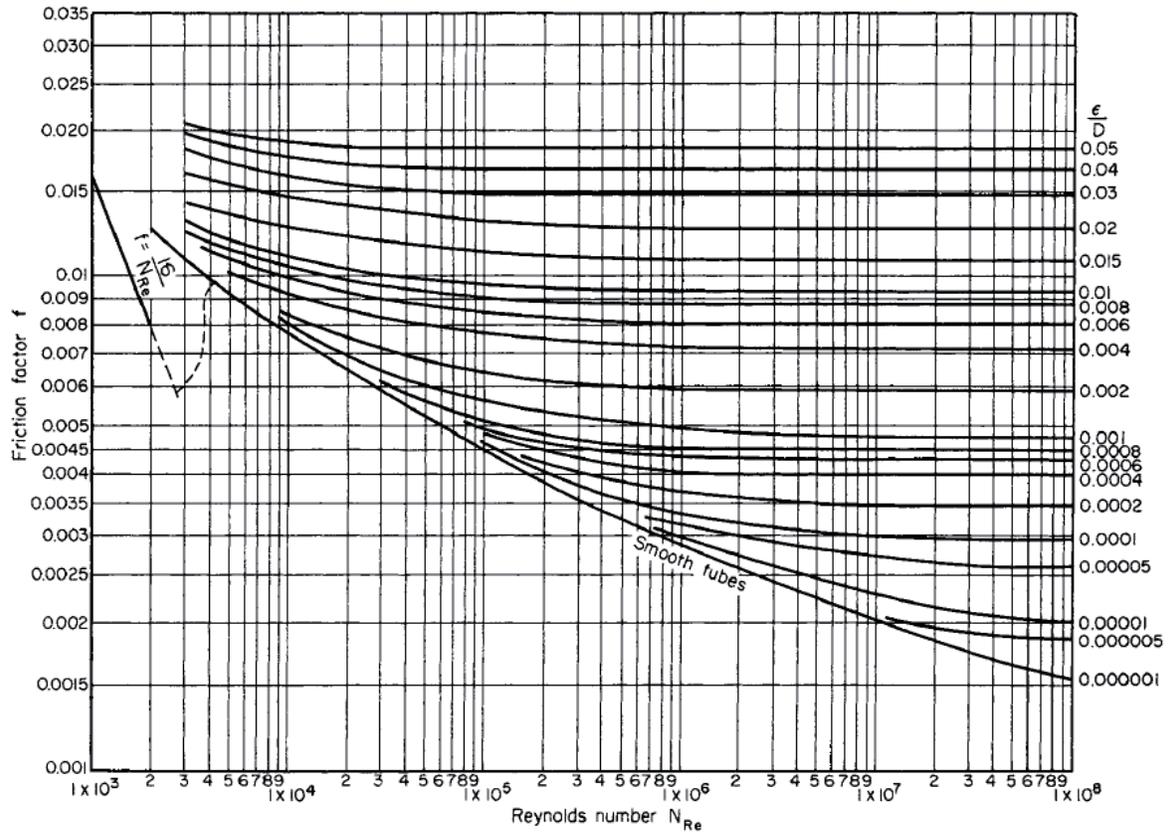


A.4: Propiedades y normas de las tuberías

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/4	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
3/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1/2	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
3/4	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

†Schedule 40 designates former "standard" pipe.
 ‡Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

A.5: Gráfico de Moody



A.6: Estimación del largo equivalente de fittings

Pipe size, in.	 Standard ell	 Medium radius ell	 Long-radius ell	 45-deg ell	 Tee	 Gate valve, open	 Globe valve, open	 Swing check, open
1	2.7	2.3	1.7	1.3	5.8	0.6	27	6.7
2	5.5	4.6	3.5	2.5	11.0	1.2	57	13
3	8.1	6.8	5.1	3.8	17.0	1.7	85	20
4	11.0	9.1	7.0	5.0	22	2.3	110	27
5	14.0	12.0	8.9	6.1	27	2.9	140	33
6	16.0	14.0	11.0	7.7	33	3.5	160	40
8	21	18.0	14.0	10.0	43	4.5	220	53
10	26	22	17.0	13.0	56	5.7	290	67
12	32	26	20.0	15.0	66	6.7	340	80
14	36	31	23	17.0	76	8.0	390	93
16	42	35	27	19.0	87	9.0	430	107
18	46	40	30	21	100	10.2	500	120
20	52	43	34	23	110	12.0	560	134
24	63	53	40	28	140	14.0	680	160
36	94	79	60	43	200	20.0	1,000	240

APÉNDICE B

B.1: Constantes de costos, índices y parámetros característicos de dimensionamiento para determinación de costos de equipos

Table 6.2. Purchase cost of miscellaneous equipment, cost factors for use in equation 6.7. Cost basis mid 2004

Equipment	Size unit, S	Size range	Constant C,£	C,\$	Index n	Comment
<i>Agitators</i>						
Propeller	driver	5–75	1200	1900	0.5	
Turbine	power, kW		1800	3000	0.5	
<i>Boilers</i>						
Packaged						oil or gas fired
up to 10 bar	kg/h steam	$(5-50) \times 10^3$	70	120	0.8	
10 to 60 bar			60	100	0.8	
<i>Centrifuges</i>						
Horizontal basket	dia., m	0.5–1.0	35,000	58,000	1.3	carbon steel
Vertical basket			35,000	58,000	1.0	×1.7 for ss
<i>Compressors</i>						
Centrifugal	driver power, kW	20–500	1160	1920	0.8	electric, max. press. 50 bar
Reciprocating			1600	2700	0.8	
<i>Conveyors</i>						
Belt	length, m	2–40				
0.5 m wide			1200	1900	0.75	
1.0 m wide			1800	2900	0.75	
<i>Crushers</i>						
Cone	t/h	20–200	2300	3800	0.85	
Pulverisers	kg/h		2000	3400	0.35	
<i>Dryers</i>						
Rotary	area, m ²	5–30	21,000	35,000	0.45	direct gas fired
Pan		2–10	4700	7700	0.35	
<i>Evaporators</i>						
Vertical tube	area, m ²	10–100	12,000	20,000	0.53	carbon steel
Falling film			6500	10,000	0.52	
<i>Filters</i>						
Plate and frame	area, m ²	5–50	5400	8800	0.6	cast iron
Vacuum drum		1–10	21,000	34,000	0.6	carbon steel
<i>Furnaces</i>						
Process						
Cylindrical	heat abs, kW	10^3-10^4	330	540	0.77	carbon steel
Box		10^3-10^5	340	560	0.77	×2.0 ss
<i>Reactors</i>						
Jacketed, agitated	capacity, m ³	3–30	9300	15,000	0.40	carbon steel
			18,500	31,000	0.45	glass lined
<i>Tanks</i>						
Process	capacity, m ³					
vertical		1–50	1450	2400	0.6	atmos. press.
horizontal		10–100	1750	2900	0.6	carbon steel
Storage						
floating roof		50–8000	2500	4350	0.55	×2 for
cone roof		50–8000	1400	2300	0.55	stainless

APÉNDICE C

C.1: Curva de calibrado para el método de determinación de compuestos fenólicos.

La curva de calibrado obtenida para la determinación de compuestos fenólicos mediante el método de Folin-Ciocalteu es mostrada en la figura, donde Y es la absorbancia a 750 [nm] y X es la concentración en [g de Ácido gálico/L] y su respectiva ecuación.

