



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

EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA RECUPERACIÓN DE COMPUESTOS
AROMÁTICOS, VÍA ENZIMÁTICA, A PARTIR DE RESIDUOS DE LA INDUSTRIA
DEL PISCO

Alumnas: Paloma Fuentes R.
Camila Piñones V.

Profesoras: Lorena Wilson S.
Paulina Urrutia A.

Agosto, 2016

*“El viaje no acaba nunca. Solo los viajeros acaban.
E incluso estos pueden prolongarse en memoria, en recuerdo, en relatos.
Cuando el viajero se sentó en la arena de la playa y dijo:
“no hay nada más que ver”, sabía que no era así El fin de un viaje es sólo el inicio de otro”*

José Saramago

RESUMEN

Una de las actividades más emblemáticas en Chile es la producción de pisco. Actualmente ésta alcanza considerables volúmenes de producción y en consecuencia, grandes volúmenes de residuos sólidos. Estos residuos, constituidos principalmente por hollejo de uva Moscatel, comprenden una importante y potencial reserva aromática, debido a la significativa cantidad de precursores aromáticos que contienen.

El presente proyecto tiene por objetivo revalorizar los residuos generados por la industria del pisco, mediante la recuperación enzimática de compuestos aromáticos, a través de la instalación de una planta apéndice a las operaciones de Capel. Adicional a esto, y como una manera de extraer el máximo potencial de los recursos, se propone también extraer aceite de semilla de uva, la cual debido a sus características naturales y propiedades antioxidantes, se ha popularizado entre los consumidores influenciados por la inclinación al mercado de productos naturales.

En el estudio de mercado se logró determinar que los terpenos son aplicables a una amplia gama de productos, incluyendo alimentos, detergentes, cosmética y perfumería, por lo que presenta precios variables según origen y aplicación. A modo de referencia, su costo ha bordeado los 34 [US/kg] en importaciones los últimos 5 años. En el plano operativo, la dificultad del proceso extractivo radica en la naturaleza termosensible de los terpenos, que ante cualquier variación de las condiciones operacionales pueden verse alteradas sus propiedades y estructuras resultando en alteraciones del perfil aromático. Es por ello que las operaciones propuestas incluyen; molienda, extracción, separación, hidrólisis enzimática y concentración a vacío.

En el caso del aceite, el estudio de mercado mostró importantes cifras de exportación, controladas principalmente por la empresa nacional Natural Oils. Se determinó que los precios varían fuertemente dependiendo de la calidad del aceite, propiedad relacionada directamente con las operaciones que se realizan para generar el producto. Para este proyecto, se consideró un precio de 18 [US/kg], por cuánto se trata de un aceite de calidad Premium, extraído por prensado en frío y sin operaciones de filtración asociadas, lo cual permite mantener el carácter natural como una forma de dar valor a la propuesta.

Finalmente, a partir del análisis económico realizado, la instalación de una planta apéndice a Capel para la producción de aceite y recuperación de aromas, bajo las condiciones y supuestos establecidos en este proyecto, es rentable de acuerdo a los indicadores económicos seleccionados para un periodo de estudio de 10 años, considerando una tasa de descuento del 8%. Teniendo como resultado un VAN igual a 3.186.788 [US\$] y una TIR del 36%.

Agradecimientos

Doy infinitas gracias a mi familia, por todo el amor y dedicación que han puesto en mí. A mis padres, por todos los sacrificios que tomaron para permitirme crecer y desarrollarme como profesional. A mis hermanos por creer siempre en mis capacidades y en especial a mi Papá, por darme valor para iniciar esta carrera desde un principio, sin duda, este logro es tan tuyo como mío.

A mi compañera y amiga Paloma por todos los momentos compartidos, el apoyo mutuo y el esfuerzo puesto en esto. Para mí, siempre será admirable dedicación con la que tomas los desafíos, en especial este. Fuiste un pilar fundamental durante este proceso y lo serás siempre. Sé de corazón que el camino que decidas tomar será el mejor para ti, por la gran persona y profesional que eres.

A Sergio por el amor incondicional y la paciencia en los momentos más difíciles, no sabes lo importante que fue para mí y lo feliz que soy al tenerte. Y por último a todas las personas que de una u otra forma nos acompañaron en esta etapa, mis amigos de toda la vida y los amigos que conocí en el camino, gracias por escucharme, entenderme y darme ánimo cuando lo necesitaba.

Camila

Agradecimientos

Agradezco infinitamente al universo por haberme permitido estar donde estoy ahora. Junto a mi familia, que ha sido el apoyo fundamental en todas las metas y desafíos que me he propuesto en estos 24 años de vida. Les doy las gracias por el amor incondicional, por la paciencia, y por ser la barra brava más fiel que alguien podría tener, apoyándome y haciéndome sentir que nada es imposible, incluso cuando las cosas parecían ir mal. Sepan que esta memoria se las debo tanto a ustedes como a mí misma.

A mi persona favorita, Bastián. Sabes que las palabras no alcanzan. Te agradezco por ser, existir y vivir junto a mí. Por cuidarme y no dejarme sola ni siquiera en lo sueños. Ahora se viene lo mejor.

A mi amiga y compañera en este proyecto, Camila, gracias por confiar en mí para finalizar esta etapa. Me enseñaste que la risa y la comida siempre serán buenas herramientas para enfrentar cualquier situación. Gracias por la paciencia y optimismo. Sin ti esto no hubiese sido igual.

A mis amigas de toda la vida, a mi segundo hogar en Valparaíso y a mis amigos más cercanos, todos ustedes saben quiénes son. Gracias por comprender mis tiempos, por intentar incansablemente distraerme y traerme amor desde lejos cuando hacía falta, pero por sobre todo, gracias por siempre dar una palabra de aliento cuando se necesitó. Los adoro con mi alma.

Paloma

Con el término de esta etapa queremos agradecer a nuestras profesoras Lorena Wilson y Paulina Urrutia, por su apoyo, dedicación y compromiso. Cada reunión y conversación hizo de este proceso una experiencia académica y profesional mucho más enriquecedora.

Camila y Paloma

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL.....	i
ÍNDICE DE TABLAS	vii
ÍNDICE DE FIGURAS	xii
CAPÍTULO 1	1
INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 PISCO CHILENO.....	3
1.2 POTENCIAL AROMÁTICO DE LAS UVAS	4
1.2.1 Clasificación de las uvas	5
1.2.2 Distribución de vides en Chile	6
1.3 PRECURSORES AROMÁTICOS	7
1.3.1 Liberación de los precursores aromáticos	8
1.3.2 Hidrólisis ácida.....	9
1.3.3 Hidrólisis enzimática.....	10
1.4 CO-INMOVILIZACIÓN.....	12
1.5 ACEITE DE SEMILLA DE UVA	14
REFERENCIAS CAPÍTULO 1.....	17
CAPÍTULO 2	21
ESTUDIO DE MERCADO, CAPACIDAD Y UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	21
2.1 ESTUDIO DE MERCADO DE LAS SUSTANCIAS AROMÁTICAS	21
2.1.1 Exportación de sustancias aromáticas	22
2.1.2 Importación de sustancias aromáticas.....	25
2.1.3 Mercado de los alcoholes terpénicos.....	27
2.1.4 Mercado proveedor	31

2.2	ESTUDIO DE MERCADO DEL ACEITE DE SEMILLA DE UVA.....	33
2.2.1	Exportación de aceite de semilla de uva.....	33
2.2.2	Importación de aceite de semilla de uva	36
2.3	CAPACIDAD DE LA PLANTA.....	38
2.4	UBICACIÓN DE LA PLANTA	40
CAPÍTULO 3		49
SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESO.....		49
3.1	RECEPCIÓN	50
3.2	ACONDICIONAMIENTO	50
3.2.1	Secado	50
3.2.2	Separación.....	52
3.3	PRODUCCIÓN AROMAS.....	53
3.3.1	Reducción de tamaño.....	53
3.3.2	Extracción de terpenos.....	56
3.3.3	Separación.....	57
3.3.4	Hidrólisis enzimática.....	58
3.3.5	Concentración de aromas	62
3.3.6	Almacenamiento	63
3.4	PRODUCCIÓN DE ACEITE.....	63
3.4.1	Reducción de tamaño.....	63
3.4.2	Calentamiento	64
3.4.3	Extracción.....	65
3.4.4	Clarificación	67
3.5	DIAGRAMA DE BLOQUES.....	68

REFERENCIAS CAPÍTULO 3.....	69
CAPÍTULO 4	73
BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.....	73
4.1 DIAGRAMA DEL PROCESO	73
4.2 FLUJO DE ENTRADA.....	73
4.2.1 Semillas.....	75
4.2.2 Hollejo húmedo.....	76
4.2.3 Azúcares	77
4.2.4 Terpenos glicosilados	78
4.2.5 Composición flujo de entrada	79
4.3 ACONDICIONAMIENTO	80
4.3.1 Secado	80
4.3.2 Separación.....	86
4.4 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AROMAS.....	87
4.4.1 Molienda	87
4.4.2 Extracción.....	89
4.4.3 Filtrado	101
4.4.4 Hidrólisis enzimática.....	102
4.4.5 Concentración de aromas	109
4.5 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ACEITE	110
4.5.1 Molienda	110
4.5.2 Calentamiento.....	113
4.5.3 Extracción.....	119

REFERENCIAS CAPÍTULO 4.....	122
CAPÍTULO 5	124
DISEÑO, ESTIMACIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS.....	124
5.1 RECEPCIÓN	124
5.1.1 Bodega de recepción.....	124
5.2 ACONDICIONAMIENTO	126
5.2.1 Secador rotatorio	126
5.2.2 Separador neumático.....	134
5.3 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AROMAS.....	135
5.3.1 Molino de discos	135
5.3.2 Extractor.....	136
5.3.3 Intercambiador de calor de placas.....	147
5.3.4 Filtro de tambor rotatorio.....	157
5.3.5 Reactor enzimático.....	166
5.3.6 Columna de destilación a vacío.....	190
5.4 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ACEITE	194
5.4.1 Molino de discos	194
5.4.2 Tratamiento térmico	195
5.4.3 Prensa tornillo	195
5.4.4 Envasadora	196
5.5 EQUIPOS AUXILIARES	197
5.5.1 Transportadores.....	197
5.5.2 Bombas.....	198

5.5.3	Estanques de acumulación.....	205
5.5.4	Caldera	206
REFERENCIAS CAPÍTULO 5.....		209
CAPÍTULO 6		214
ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA: DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS Y PROGRAMACIÓN DE OPERACIONES Y PROCESOS		214
6.1	MODELO ORGANIZACIONAL	214
6.1.1	Secciones de trabajo	215
6.2	REQUERIMIENTOS DE PERSONAL.....	216
6.2.1	Requerimientos de operarios.....	216
6.2.2	Jornada de trabajo	217
6.3	DISPOSICIÓN DE LOS RESIDUOS.....	218
6.3.1	Residuos líquidos.....	218
6.3.2	Residuos sólidos	219
6.4	LAY-OUT DE LA PLANTA.....	219
REFERENCIAS CAPÍTULO 6.....		223
CAPÍTULO 7		224
EVALUACIÓN ECONÓMICA.....		224
7.1	COSTO DE INVERSIÓN	226
7.1.1	Costos directos	227
7.1.2	Costos indirectos	234
7.2	COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.....	236
7.2.1	Costos de manufactura	237
7.2.2	Cargos fijos	240
7.2.3	Gastos generales	243

7.3	RENTABILIDAD DEL PROYECTO	244
7.3.1	Flujo de caja.....	244
7.3.2	Indicadores financieros	245
7.3.3	Análisis de sensibilidad.....	247
	REFERENCIAS CAPÍTULO 7.....	249
	CAPÍTULO 8	250
	DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES	250
8.1	DISCUSIÓN.....	250
8.2	CONCLUSIONES	252
8.3	RECOMENDACIONES	252
	APÉNDICE A.....	253
	APÉNDICE B	254
	APÉNDICE C	256
	APÉNDICE D.....	257
	APÉNDICE E	258
	APÉNDICE F.....	259
	APÉNDICE G.....	260
	APÉNDICE H.....	262
	APÉNDICE I	263
	APÉNDICE J.....	264
	APÉNDICE K	265
	APÉNDICE L.....	266
	APÉNDICE M.....	270
	REFERENCIAS APÉNDICES.....	275

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1: Concentración de terpenos ligados de interés en la piel y pulpa de uvas Moscatel de Alejandría, adaptado de Wilson, Strauss y Williams (1986)	5
Tabla 1.2: Superficie de vides pisqueras (HA) por región y variedad (Catastro Vitivinícola, 2012)	7
Tabla 1.3: Terpenos y sus respectivos descriptores olfativos, adaptado de Marais (1983)	8
Tabla 2.1: Costos de importación de los alcoholes terpénicos de acuerdo a la empresa que los ingresa, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional Aduanas)	31
Tabla 2.2: Costos de exportación del aceite de pepa de uva de acuerdo a la empresa exportadora, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)	36
Tabla 2.3: Tasa de desempleo por región 2014. Extraído y adaptado del Instituto Nacional de Estadística (2015)	43
Tabla 2.4: Costo del petróleo diesel por región año 2015, adaptado de Comisión Nacional de Energía (2015)	44
Tabla 2.5: Densidad poblacional año 2010, extraído y adaptado de Instituto Nacional de Estadística (2015)	45
Tabla 2.6: Selección ubicación de la planta, opción apéndice en una planta pisquera	47
Tabla 2.7: Selección ubicación de la planta, opción planta independiente	48
Tabla 4.1: Residuos sólidos generados en la etapa de prensado, en base a 100 kg de uva de entrada	75
Tabla 4.2: Composición de la semilla de uva, adaptado de Tobar, (2003)	76
Tabla 4.3: Composición del hollejo húmedo posterior a la etapa de prensado en el proceso de elaboración de pisco	77
Tabla 4.4: Flujos másicos de la corriente a la salida de la etapa de prensado en el proceso de elaboración de pisco	77
Tabla 4.5: Concentración de azúcares en la uva, adaptado de Carranza, (2009)	78
Tabla 4.6: Composición del flujo de entrada (F_1) al proceso	79
Tabla 4.7: Composición de los flujos de la operación de secado	82

Tabla 4.8: Datos utilizados en el balance del secador rotatorio	84
Tabla 4.9: Condiciones del aire en Vicuña, adaptado de Fiebig-Wittmaack, Pérez, Lazo y Cepeda (2009)	86
Tabla 4.10: Flujos globales correspondientes a la operación de separación.....	87
Tabla 4.11: Composición de los flujos de entrada y salida en la operación de molienda	88
Tabla 4.12 : Composición del hollejo húmedo posterior a la etapa de maceración.....	90
Tabla 4.13: Solubilidad de glucosa, fructosa y sacarosa en agua a 20°C	92
Tabla 4.14: Composición de los flujos de entrada y salidas de la operación de extracción	93
Tabla 4.15: Fracción másica y densidad de los compuestos a mezclar en la operación de extracción	95
Tabla 4.16: Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor requerida para el tanque de extracción.....	97
Tabla 4.17: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de separación	102
Tabla 4.18: Peso molecular y fracción molar de los principales terpenos presentes en la uva Moscatel.....	103
Tabla 4.19: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de hidrólisis enzimática	104
Tabla 4.20: Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor requeridas para la operación de hidrólisis enzimática.....	109
Tabla 4.21: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de concentración.....	110
Tabla 4.22: Composición de los flujos en la operación de molienda.	111
Tabla 4.23: Fracción másica de las corrientes en la molienda	113
Tabla 4.24: Composición de las corrientes en la operación de calentamiento	119
Tabla 4.25: Composición de las corrientes en la extracción	120
Tabla 4.26: Capacidades caloríficas de las corrientes en la operación de extracción	121
Tabla 5.1: Características de los contenedores refrigerados	125
Tabla 5.2: Características de secadores rotatorios típicos, adaptado de Peters et al. (2003).....	126

Tabla 5.3: Variables usadas en el diseño del secador (1).....	127
Tabla 5.4: Variables usadas en el diseño del secador (2).....	128
Tabla 5.5: Datos utilizados para calcular longitud del secador y resultado obtenido	130
Tabla 5.6: Resultados del diseño del secador de tambor rotatorio	132
Tabla 5.7: Características del secador de tambor rotatorio seleccionado.....	132
Tabla 5.8: Características del Gasoil N°6 (Ulrich, 1986).....	133
Tabla 5.9: Características de separador neumático	134
Tabla 5.10: Características del molino de discos seleccionado.....	136
Tabla 5.11: Cantidad másica y densidad de los principales componentes que ingresan al extractor	137
Tabla 5.12: Razones recomendables para el diseño de un tanque agitado con cinta helicoidal (Doran, 2013)	138
Tabla 5.13: Dimensiones geométricas del tanque de extracción y su sistema de agitación	140
Tabla 5.14: Datos de conductividad térmica del agua, hojas y mezcla al interior del tanque de extracción.....	143
Tabla 5.15: Parámetros físicos del agua a la temperatura de calentamiento, 95°C.....	144
Tabla 5.16: Valores típicos de velocidad y espacio para el fluido de calentamiento.....	145
Tabla 5.17: Parámetros y dimensiones de la chaqueta de calentamiento	147
Tabla 5.18: Características de las corrientes en el intercambiador de calor	148
Tabla 5.19: Propiedades de las corrientes a la temperatura promedio	148
Tabla 5.20: Dimensiones típicas de un intercambiador de calor de placas (Towler y Sinnott, 2008)	155
Tabla 5.21: Características del intercambiador de calor de placas.....	156
Tabla 5.22: Valores típicos de operación de filtros de tambor rotatorio a vacío (McCabe et al. 2007d)	157
Tabla 5.23: Tiempos típicos de las etapas de un ciclo de filtración en filtros de tambor rotatorio a vacío con distintos tipos de descarga de sólidos, adaptada de (Tarleton y Wakeman, 2007)	158

Tabla 5.24: Parámetros utilizados para el diseño y dimensionamiento del filtro de tambor rotatorio	163
Tabla 5.25: Espesores mínimos del queque en la descarga de sólidos para filtros continuos de tambor rotatorio a vacío, adaptada de (Tarleton y Wakeman, 2007)	165
Tabla 5.26: Parámetros típicos y resultados de diseño de un filtro de tambor rotatorio a vacío con descarga de cuchillo, adaptado de (Tarleton y Wakeman, 2007).....	165
Tabla 5.27: Parámetros cinéticos de ARA y BG solubles, a pH 3,5 y 25 [°C], adaptado de Spagna et al. (1998).....	170
Tabla 5.28: Parámetros de diseño del comportamiento del reactor enzimático	178
Tabla 5.29: Parámetros de diseño típicos de reactores	181
Tabla 5.30: Parámetros de diseño del reactor enzimático	184
Tabla 5.31: Resultados del balance energético y diseño del sistema de control de temperatura del reactor	188
Tabla 5.32: Especificaciones de la cañería de acero inoxidable IPS del serpentín.....	188
Tabla 5.33: Resultados de parámetros de diseño del serpentín.....	190
Tabla 5.34 : Especificaciones de la columna de destilación	194
Tabla 5.35: Características del secador de bandejas	195
Tabla 5.36: Características de la prensa tornillo	196
Tabla 5.37: Características de la envasadora	196
Tabla 5.38: Rugosidad absoluta de tuberías limpias.....	201
Tabla 5.39: Propiedades físicas del flujo F_6	203
Tabla 5.40: Diámetro y velocidad de flujo real	203
Tabla 5.41: Largo equivalente para cañería, codos y válvulas	204
Tabla 5.42: Potencia bombas de la planta	205
Tabla 5.43: Dimensiones de los estanques	206
Tabla 5.44: Fracción de elementos en el combustible Gasoil N°6	207

Tabla 5.45: Requerimientos de vapor por equipo	208
Tabla 5.46: Resultados del diseño de la caldera	208
Tabla 6.1: Horarios de los turnos de trabajo.....	218
Tabla 7.1 : Indicadores económicos para el mes de diciembre 2015	224
Tabla 7.2: Exponentes típicos para determinación de costos de equipos en función de la capacidad, adaptado de Peters et al. (2003).....	228
Tabla 7.3: Porcentajes para los costos de instalación de los equipos (Peters et al. 2003).....	230
Tabla 7.4: Estimación de los costos de red de cañerías de acuerdo al costo de adquisición y transporte de los equipos (Peters et al. 2003).....	231
Tabla 7.5: Costos de construcción, incluyendo servicios, basados en el costo de adquisición de los equipos (Peters et al. 2003)	232
Tabla 7.6: Costos fijos directos.....	234
Tabla 7.7: Costos fijos indirectos.....	235
Tabla 7.8: Costo capital fijo de inversión y de trabajo	236
Tabla 7.9: Costo anual de suministros en la planta.....	238
Tabla 7.10: Sueldos de los trabajadores de la empresa.....	239
Tabla 7.11: Depreciación de los activos fijos (Datos extraídos del Servicio de Impuestos Interno, 2015)	241
Tabla 7.12: VAN y TIR del proyecto.....	246

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1: Reordenamiento molecular de los terpenos por hidrólisis ácida (Maicas y Mateo, 2005)	10
Figura 1.2: Hidrólisis enzimática de los compuestos glicosilados	11
Figura 2.1: Exportaciones de sustancias odoríferas por año, durante el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	22
Figura 2.2: a. Países destino de las exportaciones de sustancias aromáticas en Chile, periodo 2010-2014. b. Principales empresas exportadoras de sustancias aromáticas, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	25
Figura 2.3: Importaciones de sustancias odoríferas en Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	26
Figura 2.4: Aplicación industrial de las sustancias odoríferas en Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	27
Figura 2.5: Toneladas de alcoholes terpénicos importados por Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	28
Figura 2.6: Principales empresas chilenas importadoras de alcoholes terpénicos, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	29
Figura 2.7: Proporción de los alcoholes terpénicos de interés importados por Chile, periodo 2010-2014. (Servicio Nacional de Aduanas).....	30
Figura 2.8: Litros de vino pisquero producido, periodo 2004-2013 en la III y IV región de Chile	32
Figura 2.9: Exportaciones de aceite de pepa de uva por año, durante el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	34
Figura 2.10: a. Principales empresas exportadoras de aceite de pepa de uva en el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas). b. Principales países destino de las exportaciones de aceite de pepa de uva, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	35
Figura 2.11: Importaciones de aceite de pepa de uva, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	37
Figura 2.12: Áreas de aplicación de los aceites de pepa de uva importados, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas).....	37
Figura 2.13: Proyección de la producción de pisco y población en Chile, para el año 2025, considerando datos históricos del periodo 2005-2015.....	39

Figura 2.14: Disponibilidad de agua por región año 2009. Extraído de MOP, Estrategia Nacional de Recursos Hídricos (2015).....	42
Figura 3.1: Etapas principales del proceso productivo	49
Figura 3.2: Diferentes configuraciones de reactores con enzimas inmovilizadas. (a) Tanque agitado por lotes. (b) Tanque agitado continuo. (c) Lecho empacado. (Illanes y Altamirano, 2008)....	61
Figura 3.3: Diagrama de bloques del proceso de producción de aromas y aceite	68
Figura 4.1: Diagrama de la operación de secado	80
Figura 4.2: Diagrama de la operación de separación.....	86
Figura 4.3: Diagrama de la operación de molienda	88
Figura 4.4 :Diagrama de la operación de extracción.....	90
Figura 4.5: Diagrama de la operación de filtrado.....	101
Figura 4.6: Diagrama de la operación de hidrólisis enzimática.....	102
Figura 4.7: Diagrama de la operación de concentración	109
Figura 4.8: Diagrama de la operación de molienda	110
Figura 4.9: Diagrama de la operación de calentamiento	114
Figura 4.10: Diagrama de la operación de extracción.....	119
Figura 5.1: Contenedor refrigerado. Extraído de www.containerspatagonia.cl	125
Figura 5.2: Separador neumático.....	134
Figura 5.3: Molino de discos perforados FrymaKoruma ML 150.....	135
Figura 5.4: Nomenclatura para tanque de agitación con impulsor de cinta de doble trayectoria helicoidal	138
Figura 5.5: Impulsor de cinta de doble trayectoria helicoidal	139
Figura 5.6: Diferentes configuraciones de intercambiadores de calor para tanques agitados: (a) tanque enchaquetado; (b) serpentín externo; (c) serpentín interno; (d) serpentín tipo deflector interno; (e) intercambiador de calor externo (Doran, 2013)	141
Figura 5.7: Diagrama de temperaturas de la corriente del intercambiador de calor	149

Figura 5.8: Intercambiador de calor de placas	156
Figura 5.9 : Esquema de diseño y evaluación de comportamiento de reactores enzimáticos (Illanes, Altamirano y Wilson, 2008).....	167
Figura 5.10: Esquemas de reacciones con múltiples enzimas (a) cascada; (b) paralelo; (c) redes (Illanes, Wilson y Vera, 2014).....	168
Figura 5.11: Nomenclatura utilizada para el diseño de un recipiente agitado	181
Figura 5.12: Patrón de flujo generado por un impulsor de flujo radial en un tanque con deflectores. A la izquierda se presenta la vista lateral y la derecha la vista superior (Doran, 2013)	183
Figura 5.13: Turbina rushton.....	183
Figura 5.14: Impulsor con cesta para soporte y recuperación del catalizador (www.autoclaveengineers.com)	184
Figura 6.1 : Propuesta de la organización administrativa de Capel	215
Figura 7.1 : Esquema de estructura de costos del proyecto	225
Figura 7.2: Sensibilización de los indicadores VAN/TIR respecto al precio del aceite	248

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

La producción de pisco es una actividad emblemática y de gran relevancia en Chile. Su actividad se concentra en las regiones de Atacama y Coquimbo, en especial en esta última, donde se encuentra el 94% de la superficie de plantaciones de vides destinadas a la producción de este destilado¹. Debido a la magnitud que alcanza la producción, los volúmenes de residuos –tanto líquidos como sólidos- alcanzan valores tan altos como los del producto en sí. Desde esta perspectiva, una correcta disposición o revalorización de los restos generados durante la línea productiva, resulta una propuesta interesante para la industria en general. Por esta razón, y gracias al desarrollo de nuevas tecnologías, es que surge la idea de aprovechar el enorme potencial aromático presente en los componentes no utilizados de la uva, mediante la utilización de catalizadores enzimáticos robustos.

El gran potencial aromático presente en las uvas pisqueras de Chile, se constituye básicamente de monoterpenos. Gran parte de esos compuestos aromáticos se encuentran unidos de forma covalente a azúcares naturalmente, lo que impide su volatilización, y por lo tanto, inhibe su acción odorífera. Una vez liberados, pueden ser utilizados con distintos fines en las más diversas áreas, incluyendo la industria de alimentos, así como también la de detergentes, perfumería y cosméticos. Todas ellas con el objetivo de mejorar la calidad de los productos, otorgándole características distintivas que puedan influir en la decisión de compra de los futuros clientes.

Actualmente, no existen registros de exportaciones ni producciones a nivel nacional de compuestos aromáticos terpénicos, pero si se ha logrado identificar una notoria demanda de estos compuestos por parte de la industria chilena. Dicha demanda se ve reflejada en la gran cantidad de importaciones que realizan año a año pequeñas y grandes empresas del país, prefiriendo en la mayoría de los casos, aquellos que han sido originados a partir de procesos naturales, sustentables más amigables con el medio ambiente. Lo cual resulta una situación conveniente para la realización de este proyecto.

¹ Fuente: Oficina de Estudios y Políticas Agrarias, ODEPA.

Objetivo general

- ✓ Evaluar la factibilidad técnico-económica de la recuperación de compuestos aromáticos, vía enzimática, a partir de residuos de la industria del pisco.

Objetivos específicos

- ✓ Definir el potencial mercado de los compuestos terpénicos recuperados por hidrólisis enzimática para su uso en la industria nacional.
- ✓ Seleccionar el proceso, condiciones y modalidad de operación, más adecuadas para llevar a cabo la recuperación de los compuestos aromáticos.
- ✓ Diseñar la planta productora de compuestos aromáticos.
- ✓ Evaluar la factibilidad económica de la producción de compuestos terpénicos según el proceso previamente diseñado.

1.1 PISCO CHILENO

El pisco, de acuerdo al decreto de protección declarado en Chile en el año 1931, se define como la bebida alcohólica elaborada a partir de la destilación de vinos procedentes de uvas aromáticas cultivadas y procesadas en las regiones de Atacama y Coquimbo. Su producción es una de las actividades productivas más emblemáticas del país, y actualmente representa un rol fundamental en la economía de ambas regiones. En particular para la región de Coquimbo que concentra el mayor número de plantaciones de vides destinadas para este producto.

Tras décadas de experiencia, los procesos mediante los cuales se elabora el pisco han sido rigurosamente regulados para asegurar su calidad. Sin embargo, y a pesar del importante desarrollo tecnológico que ha experimentado la industria, su carácter artesanal ha prevalecido al paso del tiempo, otorgándole las características que lo diferencian de los otros destilados.

Su producción se basa en la destilación de vinos blancos producidos, generalmente, a partir de la fermentación de uvas Moscatel. Esta operación se lleva a cabo en alambiques a altas temperaturas, que permiten la evaporación del alcohol separándolo del vino en sí. De esta manera, la mayor parte de los aromas que caracterizan esta bebida son el resultado de la particular mezcla de compuestos volátiles presentes en la uva (aroma varietal), de los productos secundarios formados durante la fermentación (aromas fermentativos) y, en menor grado, por aquellos generados gracias a los breves periodos de envejecimiento.

1.2 POTENCIAL AROMÁTICO DE LAS UVAS

Existe una amplia variedad de uvas que son utilizadas en diversos procesos alimentarios según sus propiedades, ya que sus diferentes componentes contribuyen de manera disímil a las características organolépticas de los productos finales, tales como jugos, vinos y pisco. Una de las propiedades influyentes es el aroma de los frutos, el cual está formado por sustancias volátiles libres, es decir directamente accesibles a la mucosa olfativa, y por lo tanto olorosas (Gunata, Bayonove, Baumes, y Cordonnier, 1985). Es posible distinguir, entre las sustancias volátiles relacionadas con la tipicidad aromática de la uva, tres familias químicas: las pirazinas, los C13-norisoprenoides y los compuestos terpénicos. Estos últimos son los compuestos odoríferos que han sido estudiados en más detalle en *Vitis vinífera* y consisten en subunidades de isopreno ligados, es por esto que su clasificación más general divide a este grupo de compuestos según la cantidad de subunidades de isoprenos que contienen. Así se pueden distinguir los monoterpenos (2 subunidades), sesquiterpenos (3 subunidades), diterpenos 4 subunidades, entre otros (Moreno y Peinado, 2012). Se pueden citar actualmente alrededor de 70 compuestos terpénicos identificados en uvas y vinos, los cuales, en mayor parte, se tratan de monoterpenos, algunos sesquiterpenos, junto con sus alcoholes y aldehídos correspondientes, los cuales son los componentes más interesantes desde el punto de vista aromático (Piñeiro, 2005).

Los compuestos responsables del agradable aroma floral-frutoso propio de las variedades Moscatel son esencialmente los alcoholes terpénicos, tales como linalol, nerol, geraniol y en menor extensión citronelol, α -terpineol, óxidos de linalol, entre otros. Cabe mencionar, que los terpenoles (alcoholes terpénicos) contribuyen en forma significativa a la tipificación de los vinos debido a su bajo umbral de detección olfativa, así como a su calidad aromática (Belancic y Agosin, 2002). Cabe destacar que los compuestos terpénicos pueden encontrarse como compuestos aromáticos libres o como compuestos glicosilados. Los primeros son aquellos que pueden ser detectados directamente por el olfato, mientras que los segundos se corresponden con aquellos que están unidos a un azúcar mediante un enlace glicosídico, por lo tanto inodoros, manifestándose únicamente cuando son liberados a través de diversas reacciones químicas o enzimáticas (Canosa et al. 2010).

En las uvas, la concentración de compuestos terpénicos presentes como precursores glicosídicos es generalmente 2 a 10 veces superior a los terpenos libres. Estos glicósidos se encuentran en cantidades muy superiores en las variedades aromáticas (Moscatel, Gewurztraminer, Riesling) donde su concentración total varía entre 6,5 y 30 [mg/L] de mosto, en comparación con variedades menos aromáticas como Chardonnay (Agosin, 2001).

De acuerdo a las investigaciones realizadas por B. Wilson, C. Strauss y P. Williams en 1986, los terpenos ligados generalmente se encuentran en mayor concentración en las variedades Moscatel, alcanzando concentraciones de hasta 550 [$\mu\text{g}/\text{kg}$ de uvas enteras] en la piel de uvas Moscatel de Alejandría. Cabe destacar que en esta variedad aproximadamente el 10% de su peso corresponde a piel. La Tabla 1.1 detalla el contenido de los principales terpenos presentes en las uvas analizadas.

Tabla 1.1: Concentración de terpenos ligados de interés en la piel y pulpa de uvas Moscatel de Alejandría, adaptado de Wilson, Strauss y Williams (1986)

Terpeno	Piel [$\mu\text{g}/\text{kg}$ de uvas enteras]	Pulpa [$\mu\text{g}/\text{kg}$ de uvas enteras]
Linalol	200	70
Genariol	180	30
Nerol	60	10
Diendiol	110	50

1.2.1 Clasificación de las uvas

Una clasificación general de las variedades de uvas, es posible mediante la siguiente división, según Mateo y Jimenez, (2000):

- Uvas Moscatel intensamente flavorosas, donde el total de terpenos libres alcanzan concentraciones tan altas como 6 [mg/L].
- Uvas no Moscatel, pero aromáticas con concentración total de entre 1 y 4 [mg/L]
- Variedades neutrales no dependientes de terpenos para su *flavor*.

Para el proceso de elaboración de pisco, según el decreto N° 521 del año 1999, sólo se pueden emplear como “uvas pisqueras” las variedades Moscatel (de Alejandría, Rosada, de Austria, Blanca, Amarilla, Canelli, de Frontignan, de Hamburgo, Negra, Orange), Pedro Jiménez, Torontel y Chasselas Musque Vrai.

1.2.2 Distribución de vides en Chile

El cultivo de uvas de diversos tipos en Chile se realiza entre las regiones de Atacama y el Maule. Alrededor de 50 mil hectáreas son destinadas a uvas de mesa (Aravena, 2006). Según la Odepa, en el informe emitido el 2013, “Producción y Mercado del pisco en perspectiva”; 125 mil hectáreas son viñas para vinificación, mientras que de alrededor de 7 mil hectáreas son destinadas a uva pisquera, las cuales se distribuyen entre la región de Coquimbo y Atacama.

Se considera que las variedades Moscatel presentan condiciones más adecuadas para la producción de piscos de buena calidad, sin embargo, se observa que una parte muy importante de la superficie de vides pisqueras, equivalente a más de 40% de la superficie efectiva estimada, corresponde a la variedad Pedro Jiménez. Ésta es una variedad que frecuentemente se considera de menor valor en cuanto a calidad para la elaboración de pisco, razón por la cual, habitualmente confiere menores concentraciones de aromas al producto final (Banfi, 2013). La Tabla 1.2 detalla la distribución de la superficie de vides pisqueras por variedad y región, donde se puede notar que luego de la variedad Pedro Jiménez, los tipos Moscatel de Austria, Rosada y de Alejandría o Italia son los más predominantes.

Tabla 1.2: Superficie de vides pisqueras (HA) por región y variedad (Catastro Vitivinícola, 2012)

Variedades	Región		Total
	Atacama	Coquimbo	
Pedro Jiménez	204,5	3054,0	3258,5
Moscatel de Austria	87,4	1522,5	1609,9
Moscatel Rosada	29,8	1473,2	1503,0
Moscatel de Alejandría	87,6	976,1	1063,7
Torontel	1,0	210,4	211,4
Moscatel Amarilla		40,2	40,2
Moscatel Blanca		15,8	15,8
País	2,4	11,1	13,4
Moscatel Negra		4,0	4,0
Moscatel de Frotignan		1,1	1,1
Huasquina		0,4	0,4
Albilla	0,1		0,1
San Francisco		0,1	0,1

1.3 PRECURSORES AROMÁTICOS

Como se mencionó en la sección 1.2, el aroma de los frutos está formado por sustancias volátiles libres y por compuestos terpénicos ligados; bajo la forma de precursores aromáticos glicosilados. En este contexto, los terpenos que se pueden encontrar de manera más prominente en uvas del tipo Moscatel, vinos, y por lo tanto también en sus destilados, son linalol, geraniol, nerol, α -terpinerol y hotrienol (Marais, 1983). Además de otros terpenos como diendiol I que destaca por ser uno de los predominantes en las uvas tipo Moscatel (Williams et al., 1980). Resultan de igual importancia el gran número de terpenos que aparecen en micro concentraciones, que de todas formas tienen un impacto importante en el aroma final de dichos productos. En la Tabla 1.3 se muestran los principales terpenos de interés y su respectivo descriptor olfativo, las variaciones cualitativas y cuantitativas en los mismos son responsables de matices varietales característicos (Marais, 1983).

Tabla 1.3: Terpenos y sus respectivos descriptores olfativos, adaptado de Marais (1983)

Compuestos terpénicos	Descriptor olfativo
Linalol	Coriandro, flor de naranjo
Nerol	Rosa, magnolia
Geraniol	Rosa, cera
Citronelol	Rosa, citronela
A-terpineol	Coníferas, aceite de pino
Hotrienol	Tilo, jacinto

Se ha establecido que la mezcla de los terpenoles elementales presentes en la uva tienen un umbral de percepción olfativo más bajo que el umbral de los terpenoles aislados, lo que evidencia una acción sinérgica de estos compuestos (Marais, 1983). Por ejemplo, se describió que el umbral de percepción de linalol aislado es de 100 [µg/L], mientras que el umbral correspondiente a una mezcla de geraniol, linalol y otros compuestos terpénicos, es de 91 [µg/L] (Ribéreau-Gayon, Boidron y Terrier, 1975). Más recientemente se ha establecido que algunos terpenos pueden además ser considerados como nutracéuticos, por su actividad anticancerígena (Crowell, 1999), por lo que la presencia de éstos podría ocasionar no sólo mejoras en las características organolépticas de los productos alimenticios donde se utilizan, sino también aportar valiosos beneficios para la salud.

1.3.1 Liberación de los precursores aromáticos

De acuerdo a lo señalado anteriormente, los precursores aromáticos glicosilados constituyen desde un punto de vista tecnológico, una importante, variada y potencial reserva de aromas naturales. La hidrólisis de estos precursores glicosídicos permite la liberación de las agliconas (terpeno) correspondientes, volviéndolas volátiles y por lo tanto, odoríferas. Esto tiene como consecuencia una exaltación del aroma tanto en jugos de fruta, como en vinos y sus destilados, lo cual resulta en un incremento de las utilidades obtenidas por los viticultores, así como en la elaboración de productos, de la misma y otras industrias, con aromas nuevos (Agosin, 2001). Los aromas provenientes de la uva pueden ser liberados del compuesto glicosilado mediante hidrólisis ácida o enzimática (Palmeri y Spagna, 2007), y de acuerdo a la técnica utilizada, variarán las propiedades y composición final de dichas sustancias.

1.3.2 Hidrólisis ácida

La liberación de terpenos glicosilados mediante hidrólisis ácida es un proceso que ocurre lentamente y de forma natural durante el periodo de maduración de los vinos (Cabaroğlu, Selli, Canbas, Lepoutre y Günata, 2003). A medida que el vino envejece, los precursores aromáticos son hidrolizados químicamente dependiendo de las condiciones de operación. Se ha demostrado que la variedad de terpenos que se generan se encuentra relacionada fuertemente con el pH al que se lleve a cabo la reacción hidrolítica. Así por ejemplo, a pH 1 predomina la formación de isómeros de ocimeno, mientras que a pH 3 es posible detectar una mayor producción de linalol, nerol y geraniol (Mateo y Jiménez, 2000). A pesar de que éste tipo de liberación de terpenos permite simular las reacciones que tienen lugar durante el añejamiento de los vinos, diferentes fuentes han señalado que, debido a las altas temperaturas y extremas condiciones de pH, la hidrólisis ácida es capaz de inducir el reordenamiento molecular de los terpenoles, dando origen a sustancias con un menor potencial odorífero o incluso compuestos de aromas indeseados (Williams, Strauss, Wilson y Massy-Westropp, 1982). En la Figura 1.1 se puede observar el reordenamiento que sufren algunos de los terpenos de interés.

Esta problemática ha promovido el estudio y desarrollo de procesos más eficientes y específicos, que permitan un mejor control de los productos a generar. Es a raíz de esto que surge la hidrólisis enzimática como una forma alternativa para la liberación de la fracción ligada.

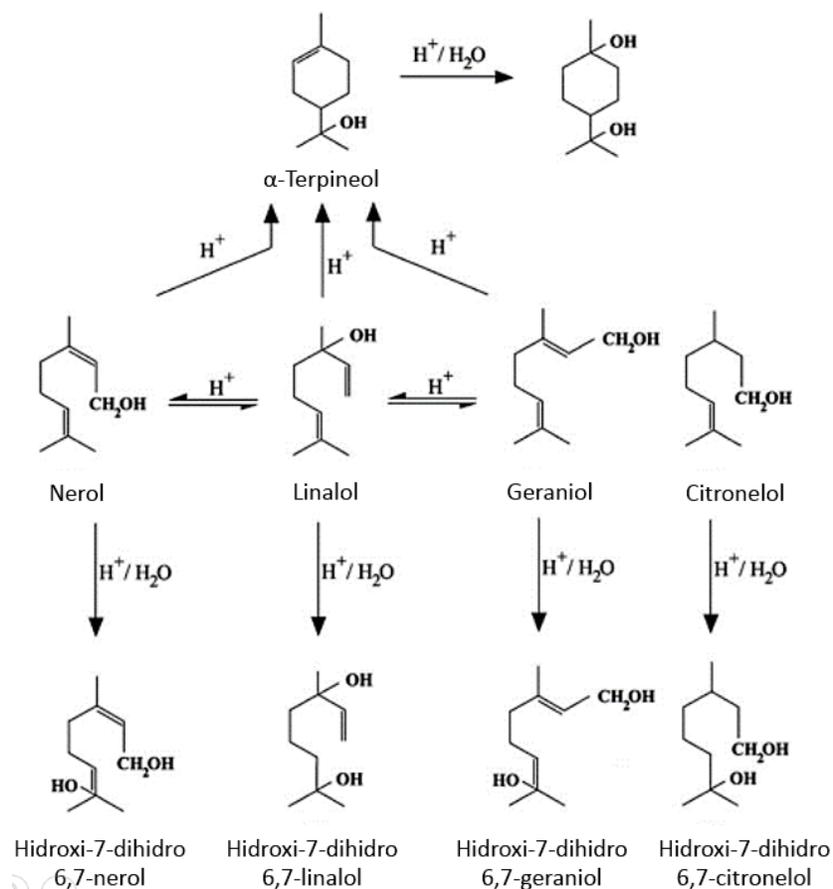


Figura 1.1: Reordenamiento molecular de los terpenos por hidrólisis ácida (Maicas y Mateo, 2005)

1.3.3 Hidrólisis enzimática

Debido a su alta especificidad, la hidrólisis enzimática libera los terpenos unidos a los azúcares de manera rápida, selectiva y evitando cambios estructurales, logrando de esta forma un producto aromático de carácter más natural (Escobar, 2010).

Estudios recientes han demostrado que la hidrólisis enzimática de diglicósidos terpénicos, requiere de la intervención de varios sistemas enzimáticos que actúan secuencialmente en dos etapas:

En primer lugar el enlace diglicosídico es hidrolizado, según sea el caso, por una α -L-arabinofuranosidasa (ARA), una α -L-ramnosidasa (RAM) o una β -D-apiosidasa (API); sin reparar en la estructura de la aglicona, liberando una arabinosa, ramnosa o apiosa respectivamente, más el correspondiente β -D-glucosido (Ahumada, 2013).

Posteriormente, se efectúa la liberación de la aglicona durante la segunda etapa, la cual consiste en la acción de una β -D-glucosidasa (BG) sobre el β -D-glucosido anteriormente liberado (Gunata, Bitteur, Brillouet, Bayonove y Cordonnier, 1988). Una vez liberado el terpeno al medio, éste pasa a ser volátil formando parte de la fracción aromática. En la Figura 1.2 se presenta un esquema del mecanismo secuencial de la hidrólisis enzimática.

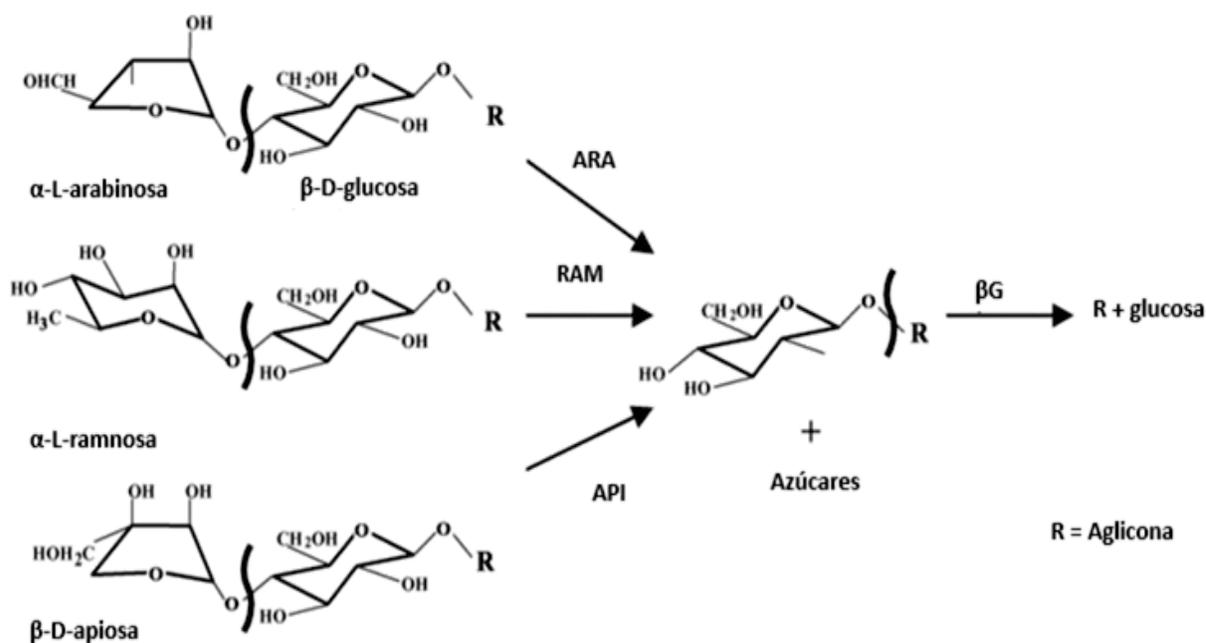


Figura 1.2: Hidrólisis enzimática de los compuestos glicosilados

La búsqueda de sistemas enzimáticos apropiados para llevar a cabo esta hidrólisis se ha realizado a partir de diversas fuentes, como vegetales, levaduras (Gondé, Ratomahenina, Arnaud y Galzy, 1985), bacterias (D'Incecco et al. 2004) y hongos filamentosos (Cabaroglu et al. 2003). Incluso se han descrito terpenos provenientes de la síntesis de novo en levaduras (Carrau et al. 2005) y se han registrado patentes, como WO 2008077986 A1 publicada el 2008, en donde se utilizan microorganismos, de preferencia levaduras o bacterias, modificados en el gen *lis* para inducir la

enzima linalol sintasa. Sin embargo, sólo aquellas de origen microbiano han mostrado capacidades hidrolíticas interesantes (Agosin, 2001).

Dado que el uso de estas enzimas se dirige principalmente a la producción de jugos y vinos, las glucosidasas deben, de forma genérica, caracterizarse por una baja especificidad de sustrato, en particular en el caso de la β -D-glucosidasa, y por una actividad y tolerancia elevadas a pHs ácidos (3,0-3,5), glucosa (0,5 M en mostos) y etanol (10-15% en vinos) (Agosin, 2001). Bajo estos requerimientos, Cordonnier y colaboradores (1989) seleccionaron una preparación proveniente del hongo *Aspergillus niger* como la fuente más promisoría de estas enzimas. Las preparaciones de enzima soluble provenientes de dicho microorganismo, se han comercializado y utilizado ampliamente desde la década de 1970 en el procesamiento de frutas y de elaboración de vino para mejorar la clarificación del jugo, rendimiento de zumo y la extracción de color (González-Pombo, Fariña, Carrau, Batista-Viera y Brena, 2013). En la actualidad se comercializan una serie de preparados enzimáticos, con las características antes mencionadas, por distintas compañías, entre ellos se encuentran: AR-2000 (DSM-Oenology), VinoTaste Pro (Novozyme), Novarom Blanc (Novozyme), entre otros (Spagna, Barbagallo, Martino y Pifferi, 2000).

Sin embargo, y a pesar de la amplia gama disponible en el mercado, el uso de preparados enzimáticos solubles conlleva un grave problema a nivel productivo, debido a que la extensión de la reacción de hidrólisis es una variable extremadamente difícil de controlar. En este sentido, la inmovilización de enzimas sobre un soporte inerte representa una alternativa interesante y que resulta fundamental para la realización de este proyecto.

1.4 CO-INMOVILIZACIÓN

La inmovilización enzimática puede ser definida como cualquier técnica que permita mejorar de manera significativa las propiedades funcionales de las enzimas (actividad, selectividad y especificidad) mediante su asociación física o química a un soporte o matriz, lográndose biocatalizadores más estables a las condiciones de proceso, pudiendo ser fácilmente recuperados y posteriormente reutilizados (Illanes, Fernández-Lafuente, Guisán y Wilson, 2008).

Dentro de las ventajas del empleo de enzimas inmovilizadas se pueden destacar (Arroyo, 1998):

- Aumento de la estabilidad de la enzima
- Mayor facilidad de manipulación
- Facilita la recuperación y reutilización de catalizador, disminuyendo los costos de producción
- Aumento de la razón entre la cantidad de producto y cantidad de enzima utilizada, debido a la reutilización del catalizador
- Permite mayores tiempos de almacenamiento a condiciones ambientales

Sin embargo, si se plantean los beneficios desde una perspectiva de proceso, la ventaja fundamental radica en la posibilidad de desarrollar estrategias continuas de operación, obteniendo además un producto libre de catalizador (Illanes, Wilson y Vera, 2013).

Los métodos para la inmovilización de enzimas pueden ser divididos en tres tipos: de unión a un portador, encapsulación en una matriz polimérica inorgánica u orgánica, o por entrecruzamiento de las moléculas de proteína. Los primeros dos métodos conducen, inevitablemente, a la dilución de la actividad catalítica y, por lo tanto, presentan una productividad inferior debido a la introducción de una gran proporción de masa no catalítica (90-99% del total). Por su parte, el entrecruzamiento de enzimas es un método que no requiere de un portador, por tanto el biocatalizador inmovilizado resultante contiene una alta proporción de enzima activa (Sheldon, 2011). Mediante esta técnica, ideada por el grupo de investigación del Dr. Roger Sheldon de la Universidad Delft, se dio origen a los CLEAs, sigla de su denominación en inglés cross-linked enzyme aggregates (agregados enzimáticos entrecruzados), los cuales constituyen una metodología eficaz para la inmovilización enzimática. La técnica es muy simple y se puede llevar a cabo con extractos de enzimas relativamente impuras (Ahumada, 2013).

Debido a que no es necesario purificar para desarrollar la técnica, una muestra impura puede contener una mezcla de enzimas, dando origen a CLEAs que contengan más de una actividad enzimática. Este hecho se ha aprovechado para la preparación de Combi-CLEAs, los cuales pueden

contener dos o más enzimas, para su uso en procesos biocatalíticos secuenciales o en cascada; procesos que se caracterizan por requerir un menor número de operaciones unitarias, menores volúmenes de reactor, mayor rendimiento volumétrico, ciclos más cortos y una menor generación de residuos (Ahumada, 2013).

Existen varios casos de producción de CLEAs con multipropósitos, en donde se utilizan extractos enzimáticos impuros que comprenden múltiples enzimas. Dalal, Sharma y Munishwar, (2006) elaboraron, a partir del preparado enzimático comercial Pectinex Ultra SP-L; utilizado comúnmente en la industria alimenticia, un CLEA multiuso con actividades pectinasa, xilanasas y celulosa. El CLEA exhibió un aumento en la estabilidad térmica, en comparación con la enzima libre, y se reportó que podría ser utilizado hasta tres veces sin pérdida de actividad.

De esta misma forma Ahumada (2013), logró co-inmovilizar las enzimas involucradas en la liberación de los compuestos terpénicos. Las pruebas de estabilidad a pH 3,5 y 10% de etanol, resultaron positivas, manteniéndose estables en un tiempo mayor que las enzimas solubles. Gracias a estas mejoras en la estabilidad, surge la posibilidad de contar con un biocatalizador robusto, que agrupe todas las enzimas necesarias para la obtención de terpenoles, capaz de realizar los procesos catalíticos en cascada que ocurren durante la recuperación de compuestos aromáticos. Posibilidad que resulta clave para la formulación del presente proyecto.

1.5 ACEITE DE SEMILLA DE UVA

Adicional al hollejo, las semillas de uva son residuos con un potencial aprovechable para la industria alimentaria. Este subproducto de la industria vitivinícola y pisquera, puede derivar en una nueva fuente de alimento para el consumo humano, el aceite de pepa de uva. De esta manera, se tiene una alternativa para reducir los costos económicos de la producción de vino o pisco, de una forma ecológica y funcional.

Las semillas de uva tienen un alto contenido de proteínas (Ohnishi, Hirose, Kawaguchi, Ito y Fujino, 1990) y 10 a 20% de aceite con un alto contenido de vitamina E, que tiene efectos muy importantes

en la salud humana. Este aceite, principalmente se compone de triglicéridos (TG), que son ricos en ácidos grasos insaturados, tales como ácidos oleico y linoleico, en comparación con otras semillas ricas en aceite (Barron, Celaa, Santa-Maria y Corzo, 1988).

El aceite contenido en las uvas tiene propiedades farmacológicas, laxantes y antiácidas, según su dosis (Bombardelli, 1995). Por su textura y consistencia es usado como base en la elaboración de aceites faciales y de masajes, ya que puede ser fácilmente absorbido por los tejidos de la piel (Gunstone, 2001). Posee un alto contenido de antioxidantes y presenta entre un 58 a 78% de ácido linoleico (Rohne, 1971). Actualmente es comercializado en aceites de masajes, lociones, protectores solares, antiarrugas y humectantes.

Sin embargo, para conservar las propiedades beneficiosas de la semilla de uva en el aceite extraído, se debe elegir cuidadosamente el método a utilizar. Existen diferentes alternativas para la extracción de aceite de semillas oleaginosas, siendo la extracción por solvente y el prensado, los procesos más utilizados a nivel industrial. El prensado resulta ineficiente en cuanto a los rendimientos de extracción obtenidos. Sin embargo, en la extracción por solvente, la semilla se somete a condiciones extremas de temperatura, disminuyendo la calidad del aceite, debido a la inactivación y pérdida de sustancias bioactivas presentes en la materia prima (Hoffmann, 1989).

Es importante destacar que durante el proceso productivo del aceite, específicamente en la operación de extracción, se obtiene un subproducto denominado harina de uva, el cual esta cuenta con el potencial suficiente para ser aprovechado en la industria alimenticia o cosmética, dado por las propiedades y compuestos activos presentes en esta. La harina de uva, esta es rica en flavonoides y proantocianidinas las cuales tienen un efecto antiinflamatorio, antimutagénico y radio protector (Bombardelli, 1995). Es por aquellas propiedades que estos productos son usados tradicionalmente en productos farmacéuticos y cosméticos. En Chile en cambio, el Centro de Nutrición Molecular y Enfermedades Crónicas UC ha desarrollado la innovadora Harina de Bagazo de Uva (HBU), la cual aprovecha las propiedades del hollejo y las semillas de uva. HBU puede ser usado como ingrediente en el desarrollo de alimentos funcionales, como pan, pastas y galletas o como aditivo en la preparación de alimentos cárneos y lácteos, entre otros. En esta misma experiencia se evaluó la funcionalidad de estos alimentos sobre factores de riesgo de enfermedades

crónicas en estudios realizados en ratas y en voluntarios humanos. Los resultados de este estudio demostraron que:

- Disminuye la presión arterial
- Disminuye la glicemia en ayunas
- Disminuye la resistencia a la insulina
- Protege del daño oxidativo en el plasma y en los tejidos

Por lo tanto, se planteó que este puede ser un ingrediente útil para desarrollar nuevos alimentos funcionales para la prevención y el tratamiento de las enfermedades crónicas como la enfermedad cardiovascular y la diabetes (Nuevo ingrediente funcional para el desarrollo de alimentos: Harina de Bagazo de Uva, 2014).

Como una manera de aprovechar al máximo las propiedades de los recursos utilizados y, por ende, los subproductos generados en el proceso productivo del pisco, en este proyecto se considerará la generación de aceite y harina de uva, como un proceso adicional a la extracción de compuestos aromáticos, proponiendo con esto, la reducción de los residuos generados por la industria pisquera y la generación de productos alternativos de alto consumo.

REFERENCIAS CAPÍTULO 1

- Agosin, E. (2001). Optimización de procesos de producción y recuperación de aromas en jugos, vinos y destilados. Extraído el 11 de junio del año 2016 desde <http://146.83.150.183/handle/10533/17104>
- Ahumada, K. (2013). *Preparación de Combi-Cleas de enzimas involucradas en la liberación de aromas de vinos*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Aravena, J. (2006). *Medición de las ganancias netas de la producción y comercialización de la uva de mesa de exportación de la región de Coquimbo*. Memoria superior en economía para optar al título de Ingeniero Comercial, Escuela de Ingeniería Comercial, Universidad Católica del Norte.
- Arroyo, M. (1998). Inmovilización de enzimas. Fundamentos, métodos y aplicaciones. *Ars Pharmaceutica*, 39, 23-39.
- Banfi, S. (2013). *Producción y mercado del pisco en perspectiva*. Extraído el 11 de julio del año 2016 desde <http://146.83.150.183/handle/10533/17104>.
- Barron, L. J. R., Celaa, M. V., Santa-Maria, G. & Corzo, N. (1988). Determination of the triglyceride composition of grapes by HPLC. *Chromatographia*, 25, 609-612.
- Belancic, A. y Agosin, E. (2002). *Aromas varietales: Influencia de ciertas prácticas vitícolas y enológicas*. Santiago, Chile: Pontificia Universidad Católica de Chile, Centro Tecnológico de Aromas.
- Bombardelli, E. (1995). Antioxidational effect of grape leucoanthocyanins. *Fitorerapia*, 56, 297.
- Cabaroglu, T., Selli, S., Canbas, A., Lepoutre, J. P. & Günata, Z. (2003). Wine flavor enhancement through the use of exogenous fungal glycosidases. *Enzyme and microbial technology*, 33, 581-587.
- Canosa, P., Otero, I., Rodríguez, I., Oliveira, J. M., Masa, A. y Vilanova de la Torre, M. (2010). *La composición terpénica de la variedad Godello en la DO Valdeorras*. Trabajo presentado en Seminario Sobre Biodiversidad Vegetal en el Sistema Agroforestal Atlántico, Galicia.
- Carrau, F. M., Medina, K., Boido, E., Farina, L., Gaggero, C., Dellacassa, E. & Henschke, P. A. (2005). De novo synthesis of monoterpenes by *Saccharomyces cerevisiae* wine yeasts. *Federation of European Microbiological Societies*, 243, 107-115.

- Cordonnier, R., Gunata, Z., Baumes, R. & Bayonove, C. (1989). Recherche de un matériel enzymatique adapté à l'hydrolyse des precurseurs d'arome de nature glycosidique du rasin. *Connaiss. Vigne Vin*, 23, 7-23.
- Crowell, P. L. (1999). Prevention and therapy of cancer by dietary monoterpenes. *The Journal of nutrition*, 129, 775-778.
- D'Incecco, N., Bartowsky, E., Kassara, S., Lante, A., Spettoli, P. & Henschke, P. (2004). Release of glycosidically bound flavour compounds of Chardonnay by *Oenococcus oeni* during malolactic fermentation. *Food Microbiology*, 21, 257-265.
- Dalal, S., Sharma, A. & Munishwar, N. (2007). A multipurpose immobilized biocatalyst with pectinase, xylanase and cellulase activities. *Chemistry Central Journal*, 1, 16.
- Escobar, A. (2010). *Aceleración de la maduración de vinos mediante la aplicación de glicosidasas inmovilizadas*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Gondé, P., Ratomahenina, R., Arnaud, A. & Galzy, P. (1985). Purification and properties of an exocellular β -glucosidase of *Candida molischiana* (Zikes) Meyer and Yarrow capable of hydrolyzing soluble cellodextrins. *Canadian Journal of Biochemistry and Cell Biology*, 63, 1160-1166.
- González-Pombo, P., Fariña, L., Carrau, F., Batista-Viera, F. & Brena, B. (2013). Aroma enhancement in wines using co-immobilized *Aspergillus niger* glycosidases. *Food chemistry*, 143, 185–191.
- Gunata, Z., Bayonove, L., Baumes, L. & Cordonnier, E. (1985). The aroma of grapes I. Extraction and determination of free and glycosidically bound fractions of some grape aroma components. *Journal of Chromatography A*, 331, 83-90.
- Gunata, Z., Bitteur, S., Brillouet, J. M., Bayonove, C. & Cordonnier, R. (1988). Sequential enzymic hydrolysis of potentially aromatic glycosides from grape. *Carbohydrate Research*, 184, 139-149.
- Gunstone, F. (2001). Minor Oils, Specialty Oils, and Superrefined Oils. In F. Gunstone, *Structured and Modified Lipids* (pp. 185 - 208). New York: Marcel Dekker.
- Hoffmann, G. (1989). Food Science and Technology. In G. Hoffmann (comp.) *The chemistry and technology of edible oils and fats and their high fat products, A Series of monographs*. (pp. 29 - 137). London: Academic Press Limited.

- Illanes, A., Fernández-Lafuente, R., Guisán, J. & Wilson, L. (2008). Heterogeneous enzyme kinetics. In A. Illanes (ed.), *Enzyme Biocatalysis. Principles and Applications* (pp. 155 - 203). New York: Springer.
- Illanes, A., Wilson, L. & Vera, C. (2013). Enzyme kinetics in a heterogeneous system. In A. Illanes, L. Wilson, & C. Vera (eds.), *Problem solving in enzyme biocatalysis* (pp. 87 - 138). United Kingdom: Wiley.
- Maicas, S. & Mateo, J. J. (2005). Hydrolysis of terpenyl glycosides in grape juice and other fruit juices: a review. *Applied Microbiology Biotechnology*, 67, 322–335
- Marais, J. (1983). Terpenes in the aroma of grapes and wines: a review. *South African Journal of Enology and Viticulture*, 4, 49-60.
- Mateo, J. J. & Jiménez, M. (2000). Monoterpenes in grape juice and wines. *Journal of Chromatography A*, 881, 557-567.
- Moreno, J. & Peinado, R. (2012). Must aromas. In J. Moreno (ed.), *Enological Chemistry* (pp. 23 - 38). Madrid: Elsevier.
- Nuevo ingrediente funcional para el desarrollo de alimentos: Harina de Bagazo de Uva. (2014, Abril). *Centro de Nutrición Molecular y enfermedades Crónicas*. Santiago de Chile.
- Ohnishi, M., Hirose, S., Kawaguchi, M., Ito, S. & Fujino, Y. (1990). Chemical composition of lipids, especially triacylglycerol, in grape seeds. *Agricultural and Biological Chemistry*, 54, 1035-1042.
- Palmeri, R. & Spagna, G. (2007). β -Glucosidase in cellular and acellular form for winemaking application. *Enzyme and Microbial Technology*, 40, 382-389.
- Piñeiro, Z. (2005). *Desarrollo de nuevos métodos de extracción para el análisis de compuestos de interés enológico*. Memoria para optar al grado de Doctor en Ciencias Químicas, Escuela de Química, Universidad de Cádiz.
- Ribéreau-Gayon, P., Boidron, J. N. & Terrier, A. (1975). Aroma of Muscat grape varieties. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 23, 1042-1047.
- Rohne, G. (1971). Extracción del aceite de la granilla de uva. *Grasas y aceites*, 22, 393-400.
- Sheldon, R. (2011). Cross-Linked Enzyme Aggregates as Industrial Biocatalysts. *Organic Process Research & Development*, 15, 213-223.

- Spagna, A., Barbagallo, N., Martino, A. & Pifferi, P. (2000). A simple method for purifying glycosidases: α -L-rhamnopyranosidase from *Aspergillus niger* to increase the aroma of Moscato wine. *Enzyme and Microbial Technology*, 27, 522-530.
- Williams, P. J., Strauss, C. R. & Wilson, B. (1980). Hydroxylated linalool derivatives as precursors of volatile monoterpenes of Muscat grapes. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 28, 766-771.
- Williams, P. J., Strauss, C. R., Wilson, B. & Massy-Westropp, R. A. (1982). Studies on the hydrolysis of *Vitis vinifera* monoterpene precursor compounds and model monoterpene. beta.-D glucosides rationalizing the monoterpene composition of grapes. *Journal of agricultural and Food Chemistry*, 30, 1219-1223.
- Wilson, B., Strauss, C. R. & Williams, P. J. (1986). The distribution of free and glycosidically-bound monoterpenes among skin, juice, and pulp fractions of some white grape varieties. *American Journal of Enology and Viticulture*, 37, 107-111

CAPÍTULO 2

ESTUDIO DE MERCADO, CAPACIDAD Y UBICACIÓN DE LA PLANTA

En este capítulo se presentan las bases para la definición del mercado en el que se comercializan actualmente- las sustancias aromáticas, los aceites vegetales y las harinas generadas desde semillas de uva, en Chile y a nivel internacional, por medio de información otorgada por el Servicio Nacional de Aduanas.

Por otra parte, la capacidad de la planta, se proyectó la producción de pisco para el año 2025, tomando en consideración el consumo per cápita de esta bebida y el número de habitantes en Chile para el mismo periodo de tiempo. De esta forma, se logró definir la cantidad de residuos sólidos generados para ese año y, por lo tanto, la posible materia prima a procesar en la planta. Por otra parte, la ubicación de la planta se evaluará utilizando el método de los factores ponderados, analizando dos alternativas: instalación de una planta independiente y la implementación de una nueva línea productiva, adjunta a una planta productora de pisco.

2.1 ESTUDIO DE MERCADO DE LAS SUSTANCIAS AROMÁTICAS

Este estudio se realizó considerando como sustancias aromáticas las mezclas de compuestos odoríferos, aceites esenciales y alcoholes terpénicos utilizados en la industria alimentaria, cosmética y de perfumería. En primer lugar, se determinará la oferta de sustancias aromáticas en Chile, mediante el estudio de las exportaciones efectuadas durante el periodo 2010-2014.

Posteriormente, se precisará el mercado consumidor interno, a través del análisis exhaustivo de las importaciones realizadas durante el periodo definido. Finalmente, se examinará la producción histórica de vino pisquero, para lograr definir el mercado proveedor que enmarca el proyecto. Entendiendo el mercado proveedor, como la disponibilidad de materias primas fundamentales para la producción de compuestos aromáticos.

2.1.1 Exportación de sustancias aromáticas

Para el análisis de la oferta de sustancias aromáticas en Chile, se llevará a cabo el estudio de las exportaciones de estos productos hasta el año 2014. De esta forma se pretende determinar el mercado competidor a nivel nacional, y los principales países a los que se destinan estos productos. Cabe destacar, que debido a la extensión de los registros otorgados por el Servicio Nacional de Aduanas, y a la amplia gama de compuestos analizados, solamente se considerarán aquellos comercializados durante los últimos cinco años.

En Chile existen diversas empresas dedicadas a la producción de saborizantes y, en menor medida, a la recuperación y producción de aromas. Dado que no se cuenta con información respecto a los volúmenes de producción, se analizará exclusivamente los datos de exportación de estos últimos compuestos. Para esto se han dejado fuera de estudio las sustancias utilizadas únicamente como saborizantes (debido a que su uso y aplicación difiere con respecto al de las sustancias de interés), y los datos de las exportaciones efectuadas por empresas distribuidoras. Con este objetivo, la Figura 2.1 presenta las toneladas de sustancias odoríferas exportadas desde el año 2010 hasta el 2014.

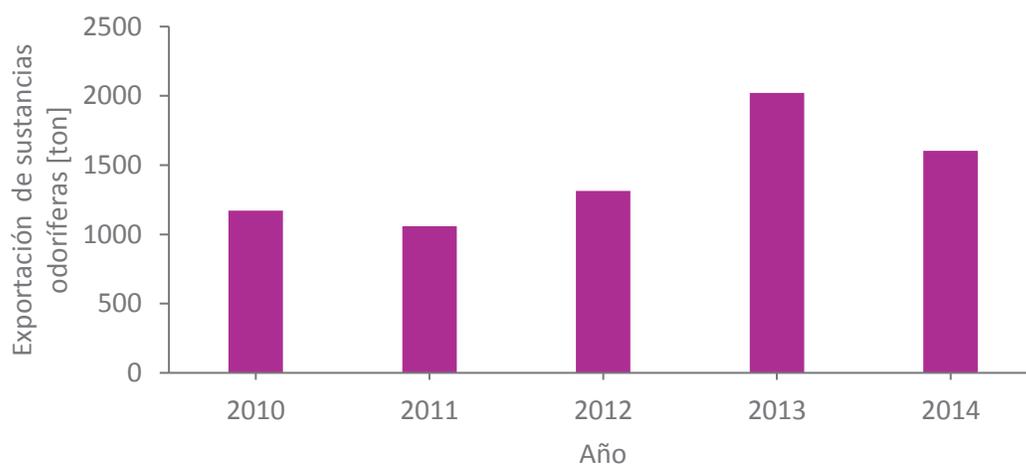


Figura 2.1: Exportaciones de sustancias odoríferas por año, durante el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Durante los años 2010, 2011 y 2012 las exportaciones de este tipo de sustancias no presentaron variaciones significativas, manteniéndose entre las 1000 y 1300 toneladas exportadas por año. Sin

embargo, la situación cambia abruptamente en el año 2013, donde el nivel de exportación aumentó de forma radical, alcanzando las 2000 toneladas anuales. Finalmente, en el año 2014, éstas vuelven a disminuir de forma considerable. Esta importante variación, ocurrida en un periodo relativamente corto de tiempo, se puede explicar mediante los antecedentes presentados a continuación.

Cramer es una de las empresas importantes en el mercado de aromas, se ubica en Santiago y posee un gran número de sucursales en toda Latinoamérica. De acuerdo a información publicada por BioBioChile, el año 2014, a mediados de abril, la empresa se vio afectada por un incendio, hecho que probablemente afectó de forma drástica la producción interna de la empresa y por ende, también el número de exportaciones. Paralelamente Carozzi, empresa que presentaba exportaciones en aumento desde el año 2011, disminuyó de 600 toneladas exportadas el año 2013, a sólo 400 para el año siguiente. Estos y otros factores, pueden explicar la inestabilidad experimentada en los últimos años.

A pesar de la variabilidad, resulta evidente la existencia de un mercado importante, capaz de mantener un alto nivel de exportaciones, el cual se basa, fundamentalmente, en la actividad de cinco empresas, que tienen un impacto significativo en el mercado internacional, con volúmenes de exportación muy superior al promedio de las empresas localizadas en el país. Entre ellas destacan Patagonia Fresh, Carozzi, Tradecos y Bayas del Sur.

Patagonia Fresh

En la Figura 2.2 se muestran las principales empresas exportadoras y países destino de las exportaciones. A partir de esta información se puede inferir que en Chile la mayor empresa exportadora es Patagonia Fresh, empresa chilena que se dedica a la elaboración de jugos concentrados, siendo la mayor exportadora de jugos concentrados no cítricos en el Hemisferio Sur. Esta empresa, además de producir, exporta aromas naturales, específicamente de manzana, ciruela y muy escasamente de frambuesa. El principal destino de sus productos es Estados Unidos, al cual se enviaron alrededor de 3000 toneladas totales de aromas entre los años estudiados, parte

importante del total de exportaciones realizadas hacia Estados Unidos que bordea las 5000 toneladas.

Carozzi

En segundo lugar está Carozzi, empresa chilena dedicada al área de alimentos. Su principal destino exportador es Estados Unidos. Durante el periodo analizado se realizaron exportaciones que bordearon las 800 [ton] de sustancias odoríferas.

Tradecos

Esta empresa controla el 6% de las exportaciones totales realizadas en ese periodo, es una empresa enfocada en la producción de jugos y pulpas de frutas congeladas por el método de congelación rápida de manera individual (Individual Quick Freezing - IQF), exporta sólo a Perú y Ecuador, siendo ambos países principales destinos de las exportaciones totales registradas.

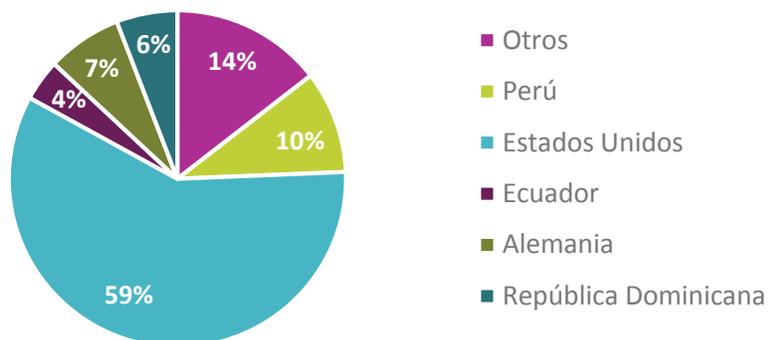
Bayas del Sur

Bayas del Sur dedicada a la producción de jugos concentrados, exporta aromas naturales de frambuesa o berries para la industria alimentaria hacia países europeos, que incluyen Holanda, Alemania y Reino Unido, además de Estados Unidos y Japón. Domina un menor porcentaje de las exportaciones nacionales, con un valor cercano al 6%.

Dentro de las empresas agrupadas como "Otros" en el gráfico, se encuentra Tecnarome, empresa especializada en la creación, desarrollo y elaboración de sabores y sistemas aromáticos, para la industria alimentaria y farmacéutica. El principal destino de sus exportaciones es Bolivia, al cual llegaron alrededor de 93 toneladas de sustancias odoríferas en el periodo analizado. También destaca dentro de este grupo de empresas, Cramer, que se dedica a generar perfiles aromáticos en diversas áreas desde alimentos, hasta perfumería incluyendo perfumería industrial y fina.

Un análisis a los precios de las exportaciones indica que los aromas son exportados por un precio promedio de 13,7 [US\$/Kg], mientras tanto los aceites son exportados por un valor menor, que bordea los 6 [US/kg].

a.



b.

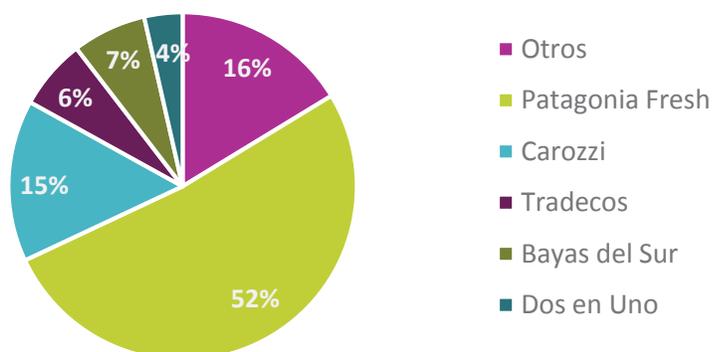


Figura 2.2: a. Países destino de las exportaciones de sustancias aromáticas en Chile, periodo 2010-2014. b. Principales empresas exportadoras de sustancias aromáticas, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

2.1.2 Importación de sustancias aromáticas

Para el análisis de la posible demanda de las sustancias aromáticas en Chile, se llevará a cabo el estudio de las importaciones hasta el año 2014, con el objetivo de determinar el mercado consumidor a nivel nacional. En base a los registros proporcionados por el Servicio Nacional de

Aduanas, se analizaron los ingresos anuales, principales empresas importadoras y el área de aplicación industrial a la que se destinan los productos.

Si se observa la Figura 2.3, se puede apreciar claramente la tendencia de las importaciones desde el año 2010 al 2014. A lo largo de todo el periodo, se ha mantenido un crecimiento paulatino de las sustancias aromáticas ingresadas al país, alcanzando el último año, un valor cercano a las 5.700 toneladas; de las cuales un 11% corresponde a aceites esenciales. Los aceites esenciales suelen tener múltiples aplicaciones, y por lo tanto, un mismo tipo de aceite puede ser dirigido a distintas industrias. Los compuestos aromáticos, en cambio, varían de composición de acuerdo al uso que se les da. De esta forma, no será lo mismo un compuesto aromático destinado a la industria alimentaria que uno con fines cosméticos.

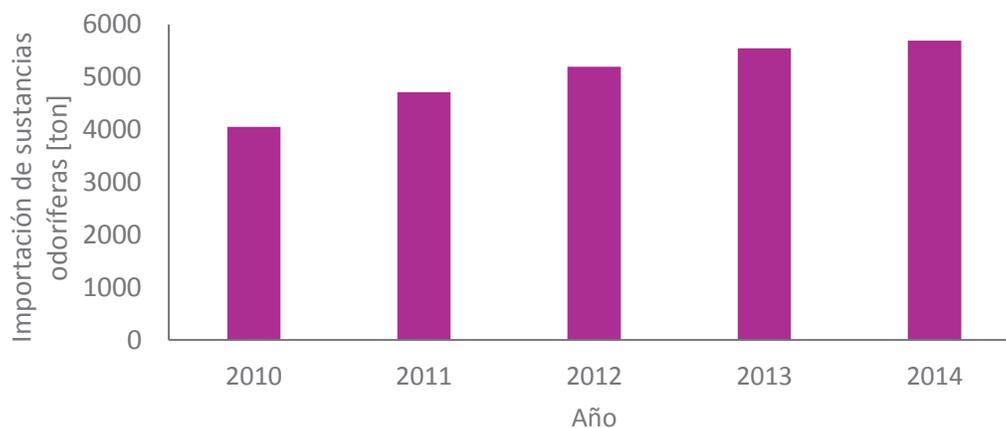


Figura 2.3: Importaciones de sustancias odoríferas en Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

En la Figura 2.4 se puede observar que la mayor parte de las sustancias odoríferas importadas al país se utilizan en la industria alimenticia, un 24% se destina a la elaboración de detergentes y el resto se emplea en la industria de perfumería y cosmética. Es importante mencionar, que dentro de este análisis no se consideraron las importaciones efectuadas por Coca Cola S.A. ni las del grupo PepsiCo, debido a que forman parte de un mercado prácticamente inaccesible, el cuál difícilmente variará las sustancias utilizadas en la elaboración de sus productos.

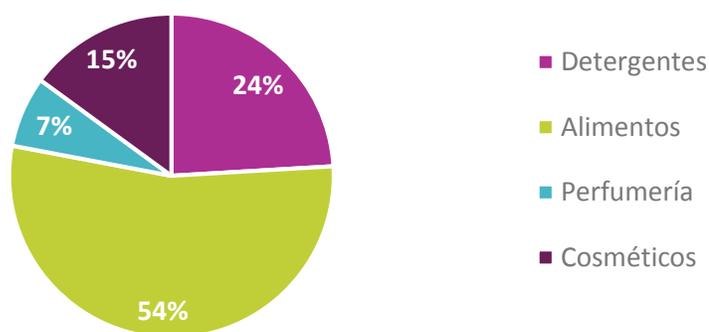


Figura 2.4: Aplicación industrial de las sustancias odoríferas en Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Dentro de cada sector, hay ciertas empresas que destacan por tener una incidencia importante en el número de importaciones realizadas. Tal es el caso de Tresmontes, compañía dedicada a la producción de alimentos, la cual controla un 12% de las importaciones destinadas a dicha industria, equivalente a 1.067 [ton] ingresadas durante el periodo de análisis. Puratos S.A. aporta con un 9% del sector, con un ingreso de 838 [ton] desde el 2010 hasta el año 2014. Cramer, Symrise, Duas Rodas, Danisco, Colun y Dos en Uno les siguen con una suma total de 1.730 [ton], lo que representa el 19% del mercado consumidor en esta área. El resto se constituye por cientos de empresas que solicitan estos productos a menor escala. Por otra parte, resulta interesante el 24% controlado por la industria de detergentes, o también llamada perfumería industrial, la cual se encuentra liderada por Unilever y Ecolab Chile; empresa norteamericana dedicada a proporcionar servicios de higiene para las industrias de alimentos y procesos. Ambas, controlan el 81% de las importaciones de dicho sector, con un ingreso total de 3.372 [ton].

2.1.3 Mercado de los alcoholes terpénicos

Respecto a los compuestos aromáticos que pueden ser recuperados a partir de los residuos de la uva pisquera, se encuentran registros -proporcionados por el Servicio Nacional de Aduanas- de un grupo en particular, catalogados como alcoholes terpénicos.

Como se mencionó anteriormente, los alcoholes terpénicos son los principales responsables de la fracción aromática de vinos. Estos, a pesar de encontrarse en una menor concentración que los alcoholes superiores y ésteres, tienen una repercusión mucho más importante en el aroma y se encuentran distribuidos de manera significativa en la uva de tipo Moscatel; utilizada transversalmente para la producción de pisco en Chile. Al analizar la comercialización de estos compuestos, en particular las importaciones efectuadas entre el año 2010 hasta el 2014 (ver Figura 2.5), se puede distinguir que existen ingresos sustanciales de este tipo de productos, los cuales en promedio bordean las 170 [ton] anuales.

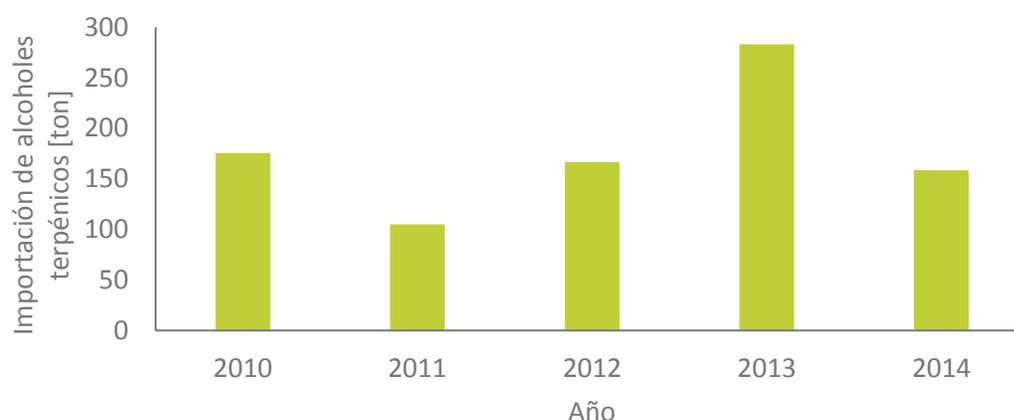


Figura 2.5: Toneladas de alcoholes terpénicos importados por Chile, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Si se observa la situación de forma más particular, en el año 2010 existió una transacción considerable de alcoholes terpénicos, alcanzando 175 [ton]. En el 2011 disminuyeron notablemente llegando a 105 [ton], para luego comenzar a aumentar de forma casi exponencial hasta el año 2013, donde se registra el máximo de ingresos con 283 [ton]. Sin embargo, en el 2014 la situación se revirtió, disminuyendo a unas 160 [ton] durante todo el año. Suceso que es posible atribuir a que la empresa Cosméticos Avon S.A., una de las principales importadoras de estos compuestos (ver Figura 2.6), dejó de ingresarlos para el año 2014.

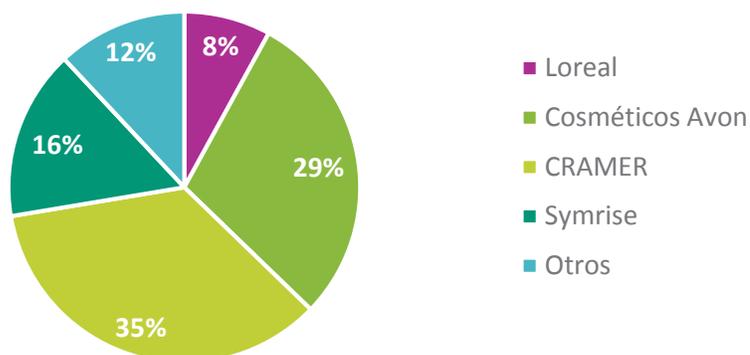


Figura 2.6: Principales empresas chilenas importadoras de alcoholes terpénicos, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Al observar la Figura 2.6 es posible identificar que la empresa que lidera las importaciones de alcoholes terpénicos, en Chile, es Cramer, compañía mencionada en secciones anteriores, que ha ingresado alrededor de 312 [ton] entre los años 2010 y 2014, equivalente al 35% de las importaciones totales. La aplicación de los alcoholes terpénicos ingresados por esta empresa, se diversifica para la elaboración de alimentos, cosméticos, perfumería y limpieza. El otro 20% es gobernado por Loreal y Symrise, la primera se reconoce por la elaboración de cosméticos, mientras que la segunda tiene una participación en distintos rubros, desde alimentos hasta perfumería. El 12% restante está en manos de casi 30 empresas diferentes y algunas personas naturales que importan con fines de uso personal. Dentro de la variada gamas de alcoholes terpénicos existentes, los relevantes para este estudio son el linalol, geraniol, nerol y citronelol, ya que son los que se encuentran en mayor proporción en la uva Moscatel. En la Figura 2.7 se presentan los porcentajes respectivos a cada compuesto de interés. En conjunto abarcan un 52% de las importaciones totales de alcoholes, y su distribución en el mercado resulta ser bastante homogénea.

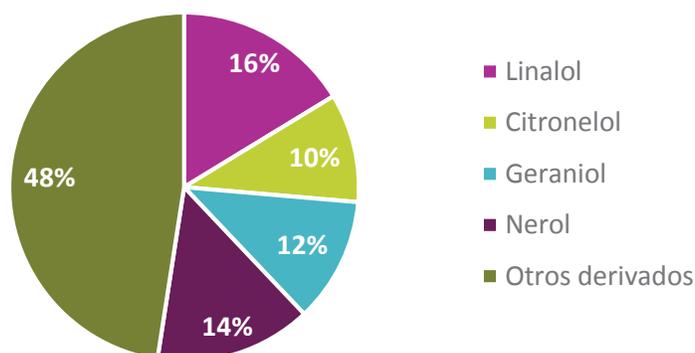


Figura 2.7: Proporción de los alcoholes terpénicos de interés importados por Chile, periodo 2010-2014. (Servicio Nacional de Aduanas)

La diferencia, equivalente al 48% del total, se refiere a otros compuestos con características aromáticas, los que en muchos casos corresponden a derivados de monoterpenos. Un compuesto que destaca notoriamente es el dihidromircenol, molécula artificial de estructura monoterpénica ampliamente utilizada en la elaboración de perfumes. De la cual, gracias a sus propiedades físico-químicas que le otorgan mayor estabilidad, se han ingresado alrededor de 85 [ton] entre el 2010 y el 2014.

El costo de importación de los alcoholes terpénicos es muy variable. Si se observa la información expuesta en la Tabla 2.1, se puede apreciar que dependiendo de la empresa importadora (considerando las más relevantes); y, por lo tanto la utilización que se le dará a los compuestos terpénicos, variará fuertemente el costo de su importación. Tal es el caso de Avon, empresa que importa compuestos con un costo promedio de 9,7 [US\$/kg], en contraste de Loreal, que los ingresa a 34,4 [US\$/kg]. Es posible que esta diferencia de precios se deba a la naturaleza del compuesto, es decir, si su origen es natural o artificial. Sin embargo, no se dispone la información suficiente para analizar en profundidad los factores que provocan estas variaciones.

Tabla 2.1: Costos de importación de los alcoholes terpénicos de acuerdo a la empresa que los ingresa, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional Aduanas)

Empresas	Costo de los alcoholes terpénicos en [US\$/kg]
Cosméticos Avon	9,7
Symrise	20,7
Cramer	31,9
Loreal	34,3

Por otra parte, el valor promedio de los monoterpenos de interés ronda desde los 25 [US\$/kg] (valor CIF por kilogramo) hasta los 130 [US\$/kg] si se consideran sustancias puras, utilizadas en laboratorio. Un alto valor si se compara con los 13 [US\$/kg] que cuesta ingresar el dihidromircenol. Esta diferencia de precios, que involucran no sólo el costo del producto sino también el valor del flete y el seguro por ingresar al país, podría justificar el alto ingreso de éste último compuesto.

Finalmente un factor de gran relevancia, es que actualmente no se registran datos de exportaciones de este tipo de compuestos, y por lo tanto es de suponer que no se producen a nivel nacional o bien la producción alcanza para satisfacer sólo la necesidad interna. Lo que resulta de alto interés para el propósito del presente proyecto. En este sentido, para el análisis económico del proyecto, se tendrá en consideración el último valor de monoterpenos señalado, equivalente a 127,8 [US\$/kg], dado el alto nivel de pureza del producto resultante.

2.1.4 Mercado proveedor

El mercado proveedor de este proyecto, se encuentra delimitado por la producción de pisco en Chile para consumo nacional y exportación. A raíz de esta información se podrá estimar la disponibilidad de materias primas para la recuperación de compuestos aromáticos, entendidas como los restos desechados antes del proceso de fermentación.

La Figura 2.8 es el reflejo de la condición actual de la industria del pisco. Al observar la gráfica se puede apreciar la notoria inestabilidad en la producción del vino para destilación (vino pisquero),

asociada al aumento en la demanda de otros destilados de menor costo y a las permanentes sequías que ha experimentado el territorio pisquero.

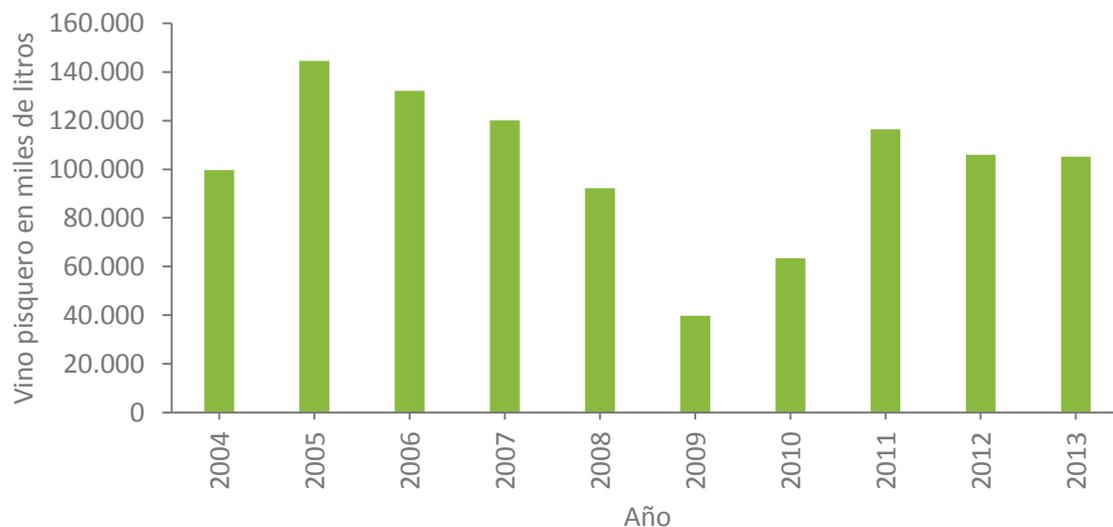


Figura 2.8: Litros de vino pisquero producido, periodo 2004-2013 en la III y IV región de Chile

A pesar de la inestabilidad, los últimos tres años la producción ha permanecido relativamente constante, con valores cercanos a los 110 millones de litros. De acuerdo al reporte de declaraciones de existencia de vinos del año 2014 emitido por el Servicio Agrícola y Ganadero, el volumen de vino pisquero se redujo a 101 millones de litros el año pasado, declarados únicamente por la región de Coquimbo. Independiente de la caída sufrida el último periodo, los volúmenes de producción son lo suficientemente altos para abastecer el mercado nacional y parte del extranjero.

Para estimar la disponibilidad de materia prima a partir de los volúmenes de producción de vino pisquero, es necesario conocer la cantidad de uva que ingresa al proceso. Se sabe que actualmente existe una producción anual de 230 millones de kilos, de los cuales un 48% se destina a la producción de pisco, y el resto se deriva a la industria del vino y jugos (www.variedadesuvapisquera.cl). En base a esto, es posible suponer un ingreso cercano a 110 mil toneladas de fruta al proceso, de las cuales alrededor de un 9,9% se pierden en forma de residuos sólidos, considerando como residuos el escobajo, las semillas y el hollejo de uva, de acuerdo a la información otorgada por el Gerente de Producción e Innovación de Capel (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015).

Finalmente, considerando estos criterios, se estima que existe una generación de 990 toneladas de residuos sólidos, destinados en gran parte al mejoramiento de tierras agrícolas, como abono, sin tener un valor monetario asociado (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015).

Es posible inferir entonces, que dada la magnitud de la producción de pisco en Chile y, en consecuencia, los grandes volúmenes de residuos generados por la industria, será factible contar con la materia prima necesaria para la realización del proyecto. Otorgándole además una revalorización a este desecho.

2.2 ESTUDIO DE MERCADO DEL ACEITE DE SEMILLA DE UVA

2.2.1 Exportación de aceite de semilla de uva

Para el análisis de la oferta de aceite de semilla de uva en Chile, se llevará a cabo el estudio de las exportaciones de estos productos desde el año 2010 hasta el año 2014. Al igual que en el caso anterior, la amplia extensión de los registros del Servicio Nacional de Aduanas, obligó a procesar información sólo de los últimos cinco años. Con esto se definirá el mercado competidor nacional y los principales países destino de las exportaciones, es decir los potenciales países compradores de aceites de semilla de uva.

En Chile existen diversas empresas dedicadas a la exportación de aceites vegetales, estos incluyen aceites de oliva, palta, pepino, jojoba, canela, entre otros. El aceite de pepa de uva específicamente, es uno de los mas exportados desde Chile, la Figura 2.9 muestra las toneladas de aceite de pepa de uva exportadas entre los años 2010 y 2014. Las exportaciones muestran una baja importante entre los años 2010 a 2012, pasando de 2000 [ton] a sólo 810 [ton] en este último año. Posterior a esto, se generó un alza, lo cual estabilizó las exportaciones para el año 2014 en aproximadamente 1600 [ton] de aceite. A pesar de la variabilidad reflejada, está claro que este mercado es de importancia para el país, ya que es capaz de mantener un alto nivel de exportaciones a pesar de su intrínseco nivel de riesgo debido a la naturaleza de su materia prima.

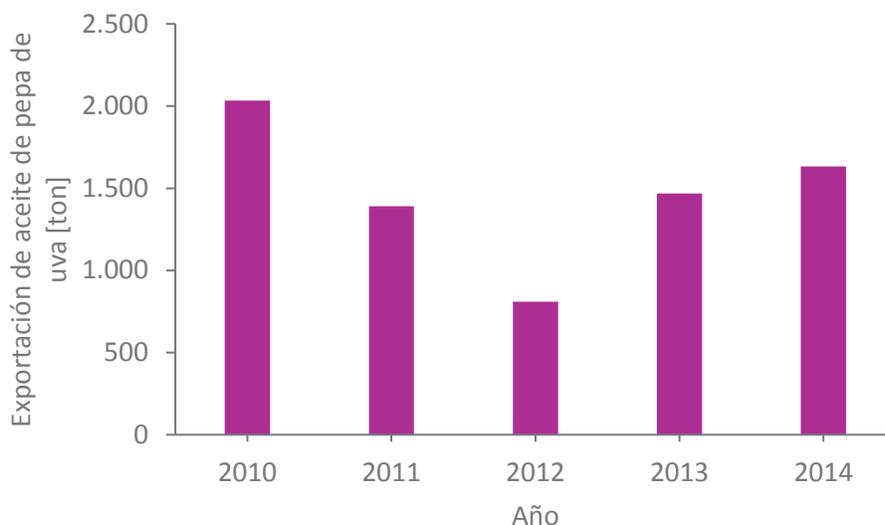


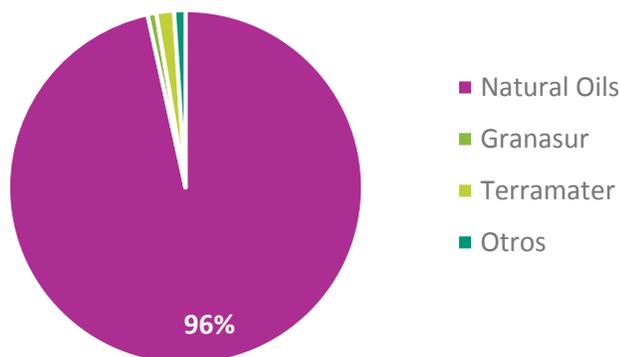
Figura 2.9: Exportaciones de aceite de pepa de uva por año, durante el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Sin duda la empresa más destacada en la exportación de aceite de pepa de uva es Natural Oils. Esta es una empresa chilena que pertenece al holding Trio Group, orientada a la producción, comercialización y exportación de aceites para la industria alimenticia, cosmética y nutracéutica. Entró al mercado el año 1998 y en la actualidad controla evidentemente el mercado de exportaciones de este tipo de aceites (ver Figura 2.10a), tomando protagonismo en diversos países europeos, americanos y asiáticos. En el año 2012 tuvo una caída importante en sus exportaciones, lo cual explica la curva de exportaciones totales entre los años 2010 y 2014.

Las demás empresas involucradas en las exportaciones registradas son Terramater, empresa nacional dedicada además a la producción de vinos de alta calidad, exportó alrededor del 1,6% de las toneladas totales exportadas en el periodo de análisis. Su aceite de pepa de uva es marca Casta y llega a países como Malasia, Vietnam, USA, Bolivia y Hong Kong. La siguiente empresa es Granasur, esta se inició el año 2010 y su nivel de exportaciones alcanza sólo el 0,8%, llegando principalmente a Francia, Reino Unido y España. Por otro lado, Agrisol o la Sociedad Agrícola y Forestal Casino Ltda., exporta solamente a USA un total que representa el 0,41% de las exportaciones totales del periodo. Las empresas clasificadas como otros, están conformadas por las empresas Chef, Blue Orchid, Beaute Pacifique, Pacimar y Gourmet. La Figura 2.10b, muestra los principales países destino de las

exportaciones. En esta se puede notar que el principal país destino es USA, gracias a las exportaciones de Natural Oils. Ocurriendo lo mismo con Italia y Japón.

a.



b.

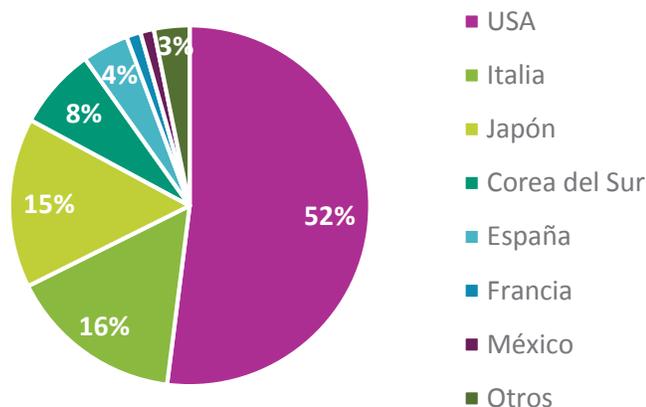


Figura 2.10: a. Principales empresas exportadoras de aceite de pepa de uva en el periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas). b. Principales países destino de las exportaciones de aceite de pepa de uva, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

El costo de exportación de estos aceites es variable y su valor promedio ronda los 6,5 [US\$/kg]. Desde la información extraída desde la Tabla 2.2 se puede notar que el mayor costo lo presenta la empresa Granasur. Esta empresa, como se mencionó antes, exporta mayoritariamente a países europeos más exigentes y para eso Granasur cuenta con certificación orgánica de la empresa alemana BCS Öko Garantie. Natural Oils en cambio, exporta mayoritariamente a USA y Terramater a Bolivia. Para el posterior análisis económico de esta propuesta (capítulo 7) se adoptará un precio

cercano a los alcanzados por Granasur, considerando que se abarcará un mercado similar donde se comercializan aceites de calidad, naturales y orgánicos. De hecho, como una manera de agregar innovación a esta propuesta se propondrá vender un aceite sin filtrar, es decir con restos sólidos de semillas de manera de presentar su carácter natural y ofrecer un producto premium. Con esto, se podría incluso aumentar el precio de venta un 30%, ya que los productos premium están dirigidos a consumidores más exigentes, dispuestos a invertir en productos de mayor calidad con valor agregado. De esta forma el precio de comercialización de este aceite alcanzaría 18 [US\$/kg].

Tabla 2.2: Costos de exportación del aceite de pepa de uva de acuerdo a la empresa exportadora, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Empresas	Costo de aceite de pepa de uva [US\$/kg]
Natural Oils	2,8
Granasur	14,3
Terramater	3,2

2.2.2 Importación de aceite de semilla de uva

Entre los años 2010 a 2012 se presentaron importaciones casi invariables alrededor de 1500 [ton] de aceite de semilla de uva (Figura 2.11). Sin embargo, el año 2013 se presentó una baja importante, cayendo por bajo de las mil toneladas, para recuperarse en el año 2014. A pesar de ser cifras importantes, no son comparables con las exportaciones de este tipo de productos.

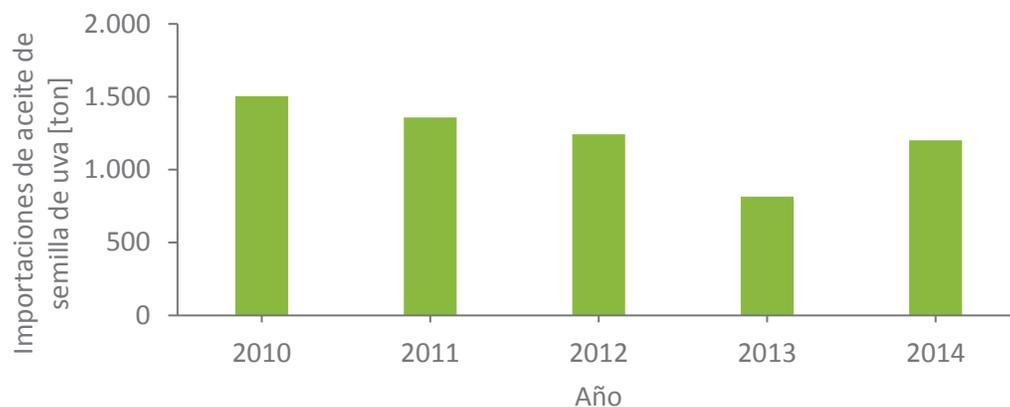


Figura 2.11: Importaciones de aceite de pepa de uva, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

En general, las importaciones son dirigidas a tres sectores: consumo humano, cosmética y uso industrial, representados en la Figura 2.12. El 63% corresponde a aceite para consumo, siendo la empresa Watt's la que mayormente importa aceite para este fin, desde la empresa argentina Olivi. Por otro lado, la empresa Bioils, que se dedica al reciclaje de aceites usados en frituras, importó todos los aceites crudos, sin refinar ni desodorizar para fines industriales, representando un 37% de los aceites totales importados en el periodo de análisis. Los aceites utilizados para cosméticas, en cambio, sólo representan un 0,04%, siendo destinados por la empresa Beiersdorf para la fabricación de cremas. Debido a su baja participación, este sector no se alcanza a visualizar en la gráfica.

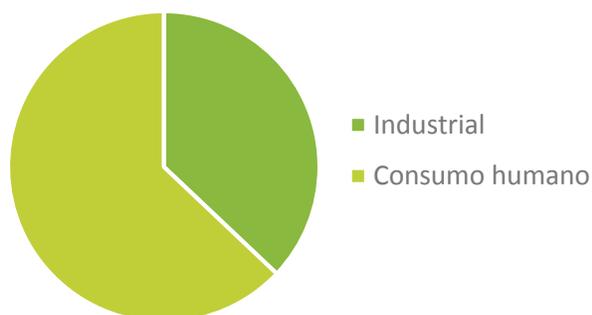


Figura 2.12: Áreas de aplicación de los aceites de pepa de uva importados, periodo 2010-2014 (Servicio Nacional de Aduanas)

Como ya se había mencionado, en el proceso del aceite se obtiene un subproducto denominado harina de uva, por lo que para aprovechar al máximo el potencial de la materia prima y las propiedades aún presentes en el subproducto, se pretende valorizar esta harina. Sin embargo, en la información otorgada por el Servicio Nacional de Aduanas no se registran importaciones ni exportaciones de este tipo harina en particular. En estos registros se encuentran datos de exportaciones de otras harinas como almendra, jojoba y girasol, dirigidas a la industria alimentaria e importaciones de harina de linaza, girasol y algodón para el mismo fin. Esto refleja claramente que el mercado de la harina de uva no está tan desarrollado en comparación con otras harinas de origen vegetal, que sí presentan registros de importaciones y/o exportaciones.

En el marco internacional, la harina de uva presenta precios variable desde 0,10 hasta 45 [US\$/kg] dependiendo del fin de la misma (www.agrobeta.com, www.agroterra.com, www.bodegaehd.com, www.biobio.es, www.purenature.es). De esta forma, las harinas de menor precio son las utilizadas en alimentación animal, por lo que son harinas menos finas, poco tratadas y con más impurezas, por lo que son comparables con la generada en este proyecto. Las de mayor costo, son harinas finas dirigidas al consumo humano y/o cosmética, para la producción de jabones, cremas, bálsamos, acondicionadores, entre otros. En este ámbito se pueden encontrar marcas como BIO Raw food, Green mancha, Biosagesse, etc. Mientras que en el contexto nacional la empresa Granasur, que se dedica a la generación a aceites naturales, comercializa harina de semilla de uva para cosmética a un costo de 20 [US\$/kg] (www.granasur.cl), el cual será el precio utilizado para el análisis económico de esta propuesta.

2.3 CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para la determinación de la capacidad de la planta productora de compuestos aromáticos, se determinó la cantidad de materia prima disponible para el año 2025, entendida como el orujo de uva pisquera desechada. Para esto se proyectó la producción de pisco en Chile para el horizonte de análisis, en base al crecimiento demográfico estimado por el Instituto Nacional de Estadística (INE) hasta el año 2050 (Apéndice A). Además, se consideró constante un consumo per cápita de 2,2 litros de pisco, conforme a la información otorgada por el Gerente de Producción e Innovación de Capel

(J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015), cifra obtenida el año 2014. El cálculo realizado, se resume en la Ecuación 2.1.

$$\text{Producción de pisco [L]} = \text{Consumo}_{\text{per cápita}} \cdot \text{Número de habitantes}$$

Ecuación 2.1

De esta forma, se estableció un volumen cercano a 42 millones de litros de pisco para el año 2025 (ver Figura 2.13). Los cuales representan el total de la producción a nivel nacional, para ese año, destinada a cubrir tanto la demanda interna como las exportaciones.

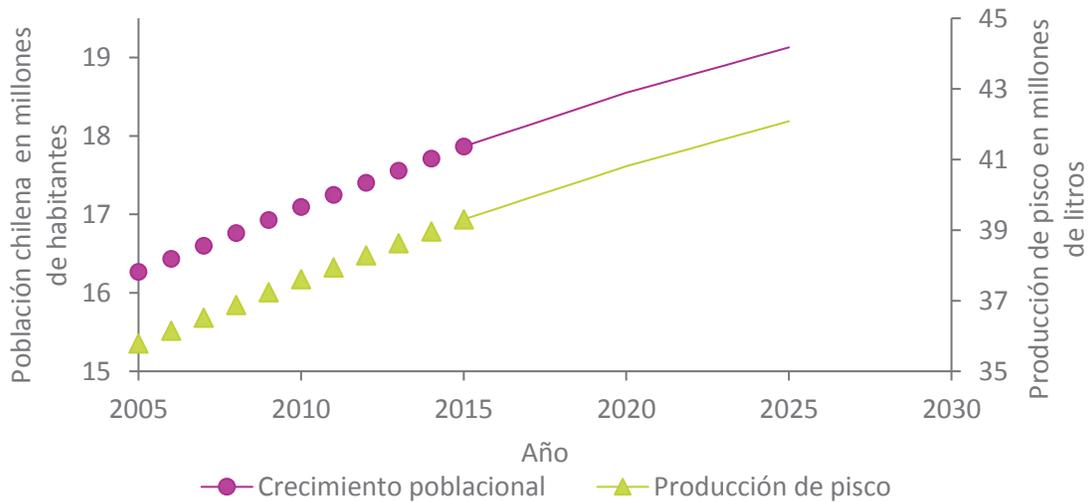


Figura 2.13: Proyección de la producción de pisco y población en Chile, para el año 2025, considerando datos históricos del periodo 2005-2015

Dada la magnitud de la industria, se estimó conveniente delimitar el mercado proveedor a los residuos generados por una de las empresas más relevantes del país. Actualmente, Cooperativa Capel es la productora más importante del rubro, y de ella depende el 50% de la producción nacional, conforme a la información otorgada por el Gerente de Producción e Innovación de Capel (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015). En base a esto, se determinó que la planta productora de compuestos aromáticos tratará –en un periodo de 10 años– solamente los residuos

generados por esta Cooperativa, la cual alcanzaría, para el año 2025, una producción de 21 millones de litros. Con este valor, y considerando que 3,3 [kg] de uva rinden 1 [L] de destilado, dato facilitado por el Gerente de Producción e Innovación de Capel (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015), es posible determinar la masa de uva procesada, de acuerdo a la Ecuación 2.2:

$$\text{Rendimiento de uva en pisco} \left[\frac{kg}{L} \right] = \frac{\text{Masa de uva procesada [kg]}}{\text{Volumen de pisco producido [L]}}$$

Ecuación 2.2

De esta forma, se obtuvo una masa de alrededor de 70 mil toneladas de uva, de las cuales aproximadamente el 7,3% se pierde en forma de residuos sólidos, sólo considerando hollejo húmedo y semillas (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015). Esto se traduce en 5.110 toneladas de materia prima disponible para el año 2025.

Finalmente, se tomó en cuenta que Capel se encuentra dividida en 7 sucursales entre la III y IV región del país. Por lo tanto, suponiendo que las 7 instalaciones generan la misma cantidad de residuos, ingresarían alrededor de 730 [kg/año] de materia prima a cada una de las plantas productoras de aromas y aceite.

2.4 UBICACIÓN DE LA PLANTA

Seleccionar adecuadamente el lugar físico donde se emplazará la planta, influye en el éxito de la misma, ya que se determina de manera estratégica considerando diversos factores desde el punto de vista económico, social, cultural y de mercado. Se debe procurar seleccionar la ubicación más rentable y conveniente entre las alternativas, para esto se analizaron dos posibles opciones, ubicar un apéndice en una planta pisquera, ya existente, o generar una planta completamente independiente. Con este objetivo, se pondera la importancia de cada factor en ambas opciones y se evalúa por cada región demográfica del territorio del país.

Se consideró un total de 8 factores, los cuales consideran la disponibilidad de materias primas e insumos, terreno y mano de obra. Cada factor se evalúa con una calificación dentro del rango +2 a -2, de la siguiente manera; + 2: muy bueno, +1: bueno, 0: neutro, -1: malo y -2: muy malo. A continuación se define cada uno de los factores seleccionados y en la Tabla 2.5 y 2.6 se detallan los análisis de cada una de las 15 regiones de Chile, para el caso de un apéndice y la instalación de una planta independiente.

Cercanía de las materias primas

Para el funcionamiento base de la planta se requiere claramente de materias primas, sin estas, no sería posible llevar a cabo el proceso de producción. Como el orujo, se genera de manera intermitente durante el periodo de vendimia y estos conllevan grandes volúmenes, la ponderación de este factor es de un 25%, considerando además que es una materia prima fácilmente contaminable por su alto contenido de azúcares, por lo tanto se privilegiará la cercanía para evitar complicaciones con esta.

Específicamente en este caso, las empresas pisqueras en Chile se concentran entre la III y IV región, se evalúa con +2 estas regiones y la calificación va disminuyendo a medida que nos alejamos de estas regiones.

Disponibilidad de agua

El agua es uno de los factores importantes a considerar, ya que es un recurso necesario no sólo para llevar a cabo el proceso, si no, para suministrar adecuadamente a los trabajadores. Por lo que se le dio un factor de ponderación de un 15%. En ambas opciones (planta independiente o apéndice) se consideraron las mismas calificaciones, como la zona norte del país se encuentra en sequía (ver Figura 2.14) y en base a la , las regiones II y III obtuvieron calificación -2, mientras que las zonas sur destacan por su disponibilidad de agua, principalmente las regiones XI y XII, que obtuvieron calificación máxima.



Figura 2.14: Disponibilidad de agua por región año 2009. Extraído de MOP, Estrategia Nacional de Recursos Hídricos (2015)

Cercanía del mercado

Tener un mercado cercano, reduce los costos de transporte, además otorga la seguridad de disponer de los productos adecuadamente a los consumidores. Considerando las empresas del mercado consumidor especificadas en la sección 2.1.2, la zona central de Chile que abarca desde la región de Valparaíso (V región) hasta la región de O’higgins (VI región) obtiene la mejor calificación +2, mientras que las regiones más extremas obtienen la menor calificación -2. La ponderación en este caso, es de 10%.

Disponibilidad y costo de la mano de obra especializada

Para llevar a cabo el proyecto se requiere tanto de profesionales como operarios, que aseguren el correcto funcionamiento de los equipos involucrados en el proceso, un factor también importante a considerar es el sueldo y los costos asociados con la captación de mano de obra especializada. La ponderación de este factor es de 5%.

Para analizar las regiones con mayor disponibilidad de mano de obra, factor que influye directamente en el funcionamiento de la planta y en el costo del producto final, se acudió a los datos del Instituto Nacional de Estadística (INE), sobre el índice de desempleo en año 2014 (Tabla 2.3), además para poder disponer de mano de obra profesional, se consideraron las regiones con mayor número de universidades, donde es más probable encontrar mano de obra especializada. Así la Región Metropolitana, obtiene calificación +2, por contar con mayor índice de desempleo y mayor número de Universidades.

Tabla 2.3: Tasa de desempleo por región 2014. Extraído y adaptado del Instituto Nacional de Estadística (2015)

Región	Tasa de Desempleo (%)
XV	6,4
I	6,4
II	6,9
III	7,8
IV	6,8
V	7,4
RM	6,3
VI	5,7
VII	4,9
VIII	8,9
IX	6,2
XIV	4,9
X	4
XI	4,7
XII	2

Medios y costo de transporte

El costo de transporte puede ser uno de los factores más significativos en los costos asociados a la producción de los compuestos aromáticos. En este caso se considera el transporte de distribución de producto, además del transporte necesario para contar con las materias primas, en el caso de una planta independiente. Para analizar este factor, se considera el costo del combustible (Tabla 2.4), que generalmente es más barato en la zona central, mientras que en las zonas extremas es más caro, también se considera la distancia entre estas regiones y la zona central, donde se encuentran concentradas la mayoría de las posibles empresas consumidoras. Por lo tanto se califica con +2 las regiones centrales y -2 las zonas extremas, con una ponderación del factor de 25%.

Tabla 2.4: Costo del petróleo diesel por región año 2015, adaptado de Comisión Nacional de Energía (2015)

Región	Costo del Petróleo Diesel [Pesos/Litro]
XV	542
I	558
II	560
III	555
IV	558
V	538
RM	541
VI	553
VII	542
VIII	551
IX	570
XIV	575
X	580
XI	644
XII	579

Disponibilidad y costo de terreno

Se busca un terreno económico y accesible, pero que al mismo tiempo este cerca de los proveedores y los clientes. Contar con un terreno es indispensable para llevar a cabo el proyecto, en el caso de ubicar la planta como un apéndice de una empresa pisquera, se podrían reducir gastos además de contar con la inmediata disposición de la materia prima, es por eso que para esa opción se califica con +2 las regiones III y IV.

Para analizar la disponibilidad de terrenos en el caso de una planta independiente, se considera la densidad poblacional, ya que a más alta densidad poblacional en las regiones, los terrenos se vuelven más escasos y por lo tanto más caro. Según el Instituto Nacional de Estadística (INE) la región más poblada es la Región Metropolitana (Tabla 2.5), mientras que las regiones de Aysén y Magallanes, son las menos pobladas, por lo que se les califica con +2 y -2 respectivamente. Este factor se pondera con un factor de 10%.

Tabla 2.5: Densidad poblacional año 2010, extraído y adaptado de Instituto Nacional de Estadística (2015)

Región	Densidad poblacional [hab/km ²]
XV	11
I	7,4
II	4,6
III	3,7
IV	17,7
V	107,3
RM	446,9
VI	53,9
VII	33,3
VIII	54,9
IX	30,5
XIV	20,6

Continuación Tabla 2.5: Densidad poblacional año 2010, extraído y adaptado de Instituto Nacional de Estadística (2015)

Región	Densidad poblacional [hab/km ²]
X	17,2
XI	1
XII	0,1

Disponibilidad y costo de energía

Para llevar a cabo las operaciones en la planta, es necesario contar con una fuente de energía. Al analizar este factor en ambas opciones, se consideró el precio del kWh en Chile y como este no varía de manera significativa, se consideró cada región con calificación +2, con una ponderación de 5%.

Tratamiento de desechos

Cada planta genera cierto impacto ambiental relacionado con su funcionamiento y los residuos que estos generan, por lo tanto, se vuelve necesario, determinar el destino de estos residuos para evitar generar daños permanentes en el medio ambiente. En el caso de un apéndice en una planta pisquera, se considera que los residuos podrán ser tratados juntos con los demás residuos de la planta, es por eso que en esta opción las regiones III y IV obtiene calificación 2. En cambio, considerando una planta independiente se vuelve necesario buscar un destino para estos residuos, como se trabaja con residuos orgánicos y con enzimas de carácter natural, se evalúan todas las regiones con la misma calificación 0, ya que, no se necesita de tratamientos especiales para disponer de este tipo de residuos. La ponderación del factor es de 5%.

Finalmente, tras analizar la situación actual en base a cada factor determinado, se definió como ubicación óptima la IV Región de Coquimbo (ver Tabla 2.6 y Tabla 2.7) . Si comparamos ambos resultados, la mejor calificación ponderada fue obtenida por la opción: Apéndice en una planta pisquera preexistente, con 1,15. Mientras que la opción: Planta independiente obtuvo un 1,05.

Tabla 2.6: Selección ubicación de la planta, opción apéndice en una planta pisquera

Factor	Pond.	XV	I	II	III	IV	V	RM	VI	VII	VIII	IX	XIV	X	XI	XII
Cercanía de materias primas	25%	0	0	1	2	2	1	0	0	0	0	-1	-1	-1	-2	-2
Disponibilidad de agua	15%	-1	-1	-2	-2	-1	0	0	1	1	1	2	2	2	2	2
Cercanía de mercado	10%	-2	-1	0	1	1	1	2	2	1	1	0	-1	-1	-2	-2
Disponibilidad y costo de mano de obra especializada	5%	-2	-1	-1	-2	1	1	2	-1	0	1	0	-2	-1	-2	-2
Medios y costos de transporte	25%	-2	-1	0	1	1	1	2	2	1	1	0	0	-2	-2	-2
Disponibilidad y costo de terreno	10%	-2	-2	-2	2	2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2
Disponibilidad y costo energía	5%	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Tratamiento de desechos	5%	-2	-2	-2	2	2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2	-2
Total	100%	-1,15	-0,75	-0,3	0,85	1,15	0,45	0,6	0,6	0,3	0,35	-0,15	-0,35	-0,8	-1,2	-1,2

Tabla 2.7: Selección ubicación de la planta, opción planta independiente

Factor	Pond.	XV	I	II	III	IV	V	RM	VI	VII	VIII	IX	XIV	X	XI	XII
Cercanía de materias primas	25%	0	0	1	2	2	1	0	0	0	0	-1	-1	-1	-2	-2
Disponibilidad de agua	15%	-1	-1	-2	-2	-1	0	0	1	1	1	2	2	2	2	2
Cercanía de mercado	10%	-2	-1	0	1	1	1	2	2	1	1	0	-1	-1	-2	-2
Disponibilidad y costo de mano de obra especializada	5%	-2	-1	-1	-2	1	1	2	-1	0	1	0	-2	-1	-2	-2
Medios y costos de transporte	25%	-2	-1	0	1	1	1	2	2	1	1	0	0	-2	-2	-2
Disponibilidad y costo de terreno	10%	2	2	1	2	2	-1	-2	0	0	-1	0	1	0	2	2
Disponibilidad y costo energía	5%	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Tratamiento de desechos	5%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	100%	-0,65	-0,25	0,1	0,75	1,05	0,65	0,7	0,9	0,6	0,55	0,15	0,05	-0,5	-0,7	-0,7

CAPÍTULO 3

SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESO

En este capítulo se definirán las operaciones que conforman el proceso de recuperación de aromas y aceite a partir de los residuos sólidos generados por la industria del pisco; constituidos principalmente por hollejo, semillas, pulpa remanente y una baja proporción de agua. Bajo este contexto, se agrupan las operaciones principales en 4 etapas, como se muestra en la Figura 3.1.

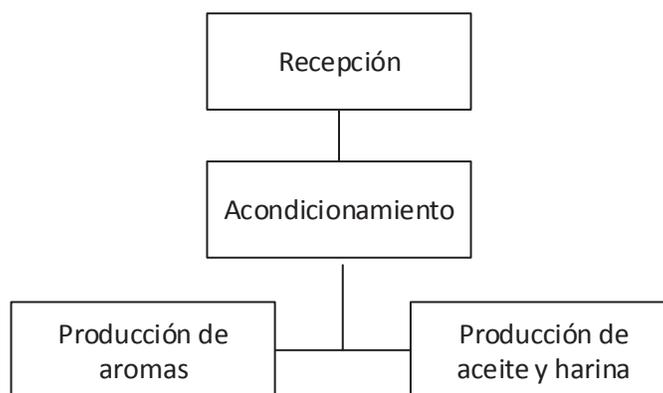


Figura 3.1: Etapas principales del proceso productivo

El proceso iniciará con la recepción de la materia prima. Debido a que los hollejos son materia orgánica azucarada, las condiciones para su recepción deben ser óptimas de manera de evitar su degradación. La siguiente etapa es el acondicionamiento, la cual incluye las operaciones de secado y separación. En esta última, la materia prima se divide en las dos líneas principales de proceso: producción de aromas y producción de aceite y harina. Ambas líneas de proceso parten con una operación de reducción de tamaño.

En la producción de aromas, los residuos sólidos obtenidos a partir de la reducción de tamaño, se destinarán, en primer lugar, a la extracción de compuestos terpénicos ligados. Esta parte del proceso incluye una operación de separación donde se recuperará del medio los compuestos de interés, para continuar hacia la fase de recuperación de aromas, donde por medio de una reacción enzimática y una posterior concentración, se obtendrá finalmente los compuestos aromáticos. Por

otra parte, las semillas reducidas, serán sometidas a calentamiento por un tiempo determinado, de manera de facilitar la extracción de aceite.

3.1 RECEPCIÓN

Dado que las materias primas no se utilizarán inmediatamente una vez recepcionadas, es necesario considerar una adecuada forma de almacenarlas para matener las propiedades de los hollejos y semillas, ya que, cualquier deterioro podría provocar pérdidas de sus propiedades, afectando también la calidad del producto final.

Los métodos de conservación en general se dividen en refrigerados y no refrigerados. Estos últimos involucran daños en la estructura de los alimentos (Dossat y Horan, 2002), por lo que han sido descartados para este proyecto. Las técnicas de refrigeración en cambio, consisten en la reducción de la temperatura, con el fin de reducir o eliminar la acción destructiva de los agentes de degradación. Para ello se utilizan almacenes o cámaras de refrigeración, dependiendo de la capacidad y características del material en cuestión, ya que la temperatura óptima de refrigeración varía según el alimento. Dentro de estos equipos, los contenedores refrigerados son una buena alternativa, ya que están diseñados para cargas que requieren temperaturas constantes, tienen suministro de aire totalmente controlado, poseen paredes recubiertas de espuma de poliuretano para proporcionar máximo aislamiento y se encuentran provistos de una unidad de refrigeración que asegura la temperatura de refrigeración (Castellanos, 2015), por lo que este equipo fue el seleccionado para llevar a cabo esta etapa.

3.2 ACONDICIONAMIENTO

3.2.1 Secado

Los residuos pueden contener restos de pulpa que deben separarse completamente de las semillas para la producción de aceite. Estos se puede realizar sometiendo la materia prima a secado (Rohne, 1971). Además, si se baja la humedad a 10% se inhibe la acción enzimática, permitiendo el

almacenaje de la materia prima (Tobar, 2003), para así en caso de existir algún altercado en el proceso que detenga la producción, la materia prima con baja humedad pueda ser almacenada evitando pérdidas importantes.

Las operaciones de secado de sólidos consisten en separar pequeñas o grandes cantidades de agua u otro líquido de un material sólido con el fin de reducir el contenido de líquido residual hasta el valor requerido. Los equipos más utilizados en la industria de alimentos son: secadores de rodillos, de lecho fluidizado, de bandejas, túnel o rototarios (Merino et al. 2011).

El secador de rodillos es un secador de contacto continuo ampliamente usado en la industria de alimentos (Acosta y Mejía, 2012), donde se hace circular vapor a través de uno o dos rodillos, sobre los cuales se aplica la solución o pasta a secar (Nonhebel y Moss, 2002a). Este es un proceso de alta eficiencia, recomendado en el caso de productos pastosos, como cereales, puré de papas y pulpas (Morales, 2014). Sin embargo, dado que la materia prima difiere de las características de los productos mencionados, el secador de rodillo queda descartado para este proceso.

Por otra parte, los secadores de lecho fluidizado, constituidos por tuneles donde se hace circular aire caliente (Sánchez, Anaya, Gutiérrez, Vizcarra y Pineda, 2007), son equipos ampliamente utilizados en la industria química y alimenticia, por su capacidad de generar contacto eficiente entre el gas y el material a secar. Además se caracterizan por su fácil mantención, ya que no cuentan con partes móviles, y por proveer un manejo suave de las partículas (Dávila, 2004). No obstante, es necesario que los materiales a secar en estos equipos sean de granulometría homogénea (Nonhebel y Moss, 2002b), por lo que tampoco se pueden utilizar para este caso específico.

Los secadores de bandeja son usados para secar sólidos granulares o pastas. Su configuración más simple consiste en armarios con estantes de bandejas removibles, en donde se dispone de manera homogénea el material a secar, mediante un calentamiento directo o indirecto. Son útiles en el caso de tratamientos de materiales termosensibles, pero tienen un elevado costo operativo, por la cantidad de mano de obra requerida (Nonhebel y Moss, 2002c), lo cual lo deja en desventaja en comparación con otros equipos más económicos.

Otro de los equipos utilizado frecuentemente es el secador de túnel, que consiste en una cabina con un mecanismo de rieles que mueven carros con producto a lo largo de ella. Este equipo es muy común en la deshidratación de alimentos, se puede configurar en paralelo o contra corriente, siendo la primera opción más suave para los productos. Sin embargo, puede llegar a medir hasta 24 metros de largo (Orrego, 2003), por lo que se vuelve menos atractivo en comparación con los secadores rotatorios. Este último tipo de secador es altamente productivo y económico, ya que ocupa poco espacio y consume menos energía que los modelos tradicionales. Pueden ser fabricados a la medida de las necesidades del cliente, son de fácil instalación, bajo costo de operación y de mínima mantención (Agustin, 2012). Por estas razones es que los secadores rotatorios constituyen una de las formas más utilizadas para el secado. Son efectivos para medianas y grandes escalas de producción (Betancourt, 2012), son equipos sencillos y versátiles, adecuados para una amplia gama de materiales y por sobre todo para el tratamiento de materiales termosensibles (Nonhebel y Moss, 1979d) como lo son en este caso los terpenos. En cuánto al diseño, los secadores rotatorios consisten en una envoltura cilíndrica de acero, por el cuál el material ingresa por un lado y sale del otro con una humedad menor. Constan de una configuración de aletas en el interior, las cuales levantan el material al girar el tambor (Gomis, 1999).

3.2.2 Separación

Para dar inicio a ambas líneas de producción se necesita separar la mezcla de hollejos y semillas. Con el fin de seleccionar la forma de separación más adecuado, se tomarán como referencia los diferentes métodos utilizados para la separación de semillas y contaminantes, donde principalmente se utiliza la separación por tamaño o peso (Centro Internacional de Agricultura tropical, 1989).

La separación por tamaño, permitela clasificación de semillas y sus contaminantes según su longitud, anchura o espesor. Esto se lleva a cabo por medio de cribas, las cuales tienen diferentes tipos de perforacions según el tipo de separación que se busque. Por ejemplo, si se busca separación por anchura, se usan cribas con perforaciones circulares. Este tipo de separación es la más utilizada y simple (Centro Internacional de Agricultura tropical,1989), pero difícilmente podría ser utilizada en este proceso, ya que el hollejo puede tener tamaños variables.

Por otro lado, la separación por peso se basa en la diferencia de densidad. Los equipos utilizados para este fin funcionan mediante una corriente de aire, y son principalmente separadores neumáticos y mesas de gravedad. Éstas últimas pueden separar mezclas de semillas y contaminantes, siempre y cuando estos dos compartan la misma densidad o tamaño, es decir, materiales del mismo tamaño y diferente densidad, o materiales de la misma densidad pero de diferentes tamaños. En este caso, la mezcla a separar está formada por componentes de diferente tamaño y densidad (hollejos y semillas de uva), por lo que no pueden ser separados efectivamente por las mesas de gravedad, pero sí pueden ser procesados por los separadores neumáticos (Centro Internacional de Agricultura tropical, 1989). Los separadores neumáticos son equipos en donde corrientes clasifican partículas de mezclas gracias a la acción de la gravedad. Estos equipos son ventajosos debido a su bajo costo, su bajo costo de energía y la nula contaminación al medio ambiente, debido a que no utiliza reactivos (Castells, 2012), por lo que fue seleccionado para esta etapa.

3.3 PRODUCCIÓN AROMAS

En esta sección se definirán las operaciones que conforman el proceso de producción de aromas, el cual corresponde fundamentalmente al proceso de recuperación de compuestos terpénicos a partir de los residuos sólidos generados por la industria del pisco. Dado que el proceso se inicia una vez finalizada la etapa de acondicionamiento de la materia prima, la entrada a esta línea de producción sólo contiene hollejo de uva con un bajo contenido de humedad.

3.3.1 Reducción de tamaño

Esta operación ha sido incluida dentro del proceso de producción de aromas con el objetivo de favorecer la reacción de hidrólisis, ya que, una adecuada reducción de tamaño del residuo, facilitará la formación de una suspensión homogénea que hará más eficiente y rápida la hidrólisis enzimática (Mojsov, 2003).

Considerando que la corriente de entrada se trata de un sólido con bajo contenido de humedad, la desintegración mecánica es la operación más indicada. Una clasificación muy general de la reducción de tamaño, divide las diferentes operaciones y equipos disponibles según cuatro tipos de fuerzas predominantes: 1) compresión, 2) impacto, 3) frotación y 4) corte o cizalla. En general, la compresión se utiliza para la reducción gruesa de sólidos duros, por lo que tiende a generar una baja cantidad de productos finos; el impacto genera productos gruesos, medios y finos; la frotación produce productos muy finos a partir de materiales blandos no abrasivos, y la fuerza de corte o cizalla se caracteriza por dar como resultado partículas de tamaño y forma muy definidas.

Debido a la naturaleza fibrosa y blanda de la materia prima, las opciones más indicadas para este proceso se reducen a fuerzas de frotamiento y de corte (Cervera et al. 2004), las cuales se pueden aplicar a través de máquinas cortadoras, molinos y ciertos trituradores. A continuación se detalle el funcionamiento de cada uno.

Máquinas cortadoras

En algunos problemas de reducción de tamaño, las materias primas de alimentación son muy duras o muy elásticas para romperse por compresión, impacto o frotación. En otros casos la alimentación debe reducirse a partículas de dimensiones fijas. Para este tipo de requerimientos se utilizan máquinas cortadoras. Estos dispositivos encuentran aplicación en muchos procesos de manufactura, pero están especialmente bien adaptados para problemas de reducción de tamaño en la fabricación de caucho y plásticos. Las cortadoras de cuchillas rotatorias típicas contienen un rotor horizontal que gira de 200 a 900 [rpm] en una cámara cilíndrica. 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] (McCabe, Smith y Harriott, 2007a)

Trituradores

Los trituradores son máquinas de baja velocidad, utilizadas para la reducción de grandes cantidades de sólidos. Los principales tipos son los trituradores de mandíbulas, los trituradores giratorios, los

trituradores de rodillos lisos y los trituradores de rodillos dentados. Los primeros tres trabajan por compresión y pueden quebrar piezas grandes de materiales muy duros, como en las reducciones primaria y secundaria de rocas y minerales metálicos. En los rodillos dentados, las caras de los rodillos presentan rugosidades, barras de quebrado o dientes. Pueden contener dos rodillos o sólo uno que trabaja contra una placa quebradora curva. No están limitados por el problema de agarre inherente a los rodillos lisos y funcionan por compresión, impacto, y corte. Trabajan con materiales más blandos, como carbón o huesos, pero aún así con un grado de dureza muy superior a la materia prima que ingresa a este proceso. Razón por la cual se descarta su aplicación en el presente proyecto.

Molinos de frotación

En un molino de frotación, también llamado de atrición o desgaste, las partículas de sólidos blandos son frotadas entre las caras planas estriadas de discos circulares rotatorios. En un molino de rotación simple uno de los discos es estacionario y el otro gira; en una máquina de doble rotación ambos discos giran a alta velocidad en sentidos contrarios. En ambos casos, la alimentación entra a través de una abertura situada en el centro de uno de los discos: pasa hacia fuera a través de la separación entre los discos y descarga por la periferia en una carcasa estacionaria. Molinos provistos de diferentes tipos de estrías, rugosidades o dientes sobre los discos permiten una gran variedad de operaciones incluyendo molienda, granulación y mezclado (McCabe et al. 2007a).

Los molinos de una sola carga contienen discos de piedra esmeril o roca de esmeril para la reducción de sólidos tales como yeso y talco, o bien discos metálicos para sólidos tales como madera o almidón. Los discos metálicos por lo general son de acero, aunque en ocasiones es necesario utilizar discos de acero inoxidable para materiales corrosivos. En general, se utilizan molinos de doble rotación, para productos molidos o más finos en lugar de los molinos de una sola carga, pero en el proceso la alimentación es más blanda. Los discos de los molinos de rotación simple tienen de 250 a 1400 [mm] de diámetro, y giran de 350 a 700 [rpm] en cambio, los de rotación doble giran más rápido, alcanzando velocidades desde los 1200 a 7000 [rpm]. La alimentación se tritura hasta un tamaño máximo de partícula del orden de 12 [mm] y debe entrar con una velocidad uniforme controlada (McCabe et al. 2007a).

La energía requerida de estos equipos depende en gran medida de la naturaleza de la alimentación y del grado de reducción alcanzado, sin embargo, suele ser mucho mayor que en las máquinas y trituradores descritos anteriormente (McCabe et al. 2007a).

En base a lo anterior, e independiente del consumo energético que éste conlleva, el equipo más adecuado para llevar a cabo la reducción de tamaño del orujo corresponde al molino de frotación, debido principalmente a las características físicas del material de entrada (sólido fibroso, blando y con bajo contenido de humedad). Por otro lado, la selección de este equipo representa una ventaja económica de interés, ya que dadas sus características técnicas, será posible evaluar su aplicación en una de las etapas del proceso de producción de aceite, pudiendo significar una disminución importante en los costos de inversión del proyecto

3.3.2 Extracción de terpenos

Esta operación se fundamenta en un proceso de extracción en el cual los azúcares difunden al medio al ser contactados con un solvente a alta temperatura. Debido a que los terpenos glicosilados se encuentran unidos a azúcares, se utiliza esta etapa para extraerlos y disponerlos en forma soluble para la posterior hidrólisis enzimática.

Si bien se analizaron distintas metodologías para llevar a cabo esta operación, como por ejemplo mediante la utilización de enzimas pectolíticas para degradar el tejido celular y hacer más accesible el precursor aromático en el medio, resultados experimentales demostraron una baja efectividad del procedimiento. Razón por la cual, se optó por la aplicación de un método tradicional de extracción de azúcares mediante la introducción de un solvente a alta temperatura. Puesto que los terpenos se encuentran ligados al azúcar, y se ven afectados por condiciones ambientales extremas, el proceso se realiza con agua a 70 [°C], logrando extraer entre un 95 a 98% de los azúcares presentes (Treybal, 1980).

3.3.3 Separación

Una vez que los terpenos se encuentren dispuestos en el medio, la solución deberá someterse a un proceso de separación a través del cual se logre la eliminación de los sólidos en suspensión presentes, constituidos fundamentalmente por hollejo de uva agotado e impurezas.

Las técnicas de separación se clasifican, en general, en dos clases: operaciones difusionales, en donde se involucra la transferencia de masa entre fases y factores termodinámicos de la mezcla, y operaciones mecánicas, basadas en las propiedades físicas de las partículas. Debido al tamaño y característica del sólido que se encuentra en suspensión, la separación mecánica resulta ser la operación más adecuada para esta etapa.

En general, los métodos de separación mecánica utilizados son:

- El uso de una criba, separador, o membrana porosa que retiene un componente y permite que pase el otro (McCabe et al. 2007b).
- Utilización de diferencias en velocidades de sedimentación cuando las partículas o gotas se mueven a través de un gas o un líquido (McCabe et al. 2007b).

Existen diversas operaciones que actúan bajo los principios de estas dos metodologías, entre ellas, tamizado, centrifugación, sedimentación, filtración, etc. Sin embargo, la tecnología más utilizada a nivel industrial corresponde a la filtración. En este sentido, la mayoría de los filtros industriales son filtros a presión, a vacío o separadores centrífugos, y pueden operar de forma continua o discontinua, dependiendo de la forma en que se realice la descarga de los sólidos filtrados (McCabe et al. 2007b). En la industria de alimentos, en particular para la producción de zumos de frutas, clarificación de cervezas y filtrado de vinos o bebidas, los separadores más utilizados corresponden a los filtros de presión (<http://www.gruptefsa.com/sp/fp.htm>), entre los cuales encontramos los filtros prensa, filtros de carcasa y hojas, filtro de banda automático, filtros discontinuos y continuos a vacío, filtros de tambor rotatorio, entre otros (McCabe et al. 2007b).

Para la operación de separación de la mezcla obtenida en la etapa de extracción, se selecciona un filtro de tambor rotatorio, ya que, a diferencia de los otros en equipos, este puede trabajar con una alta concentración de sólidos en la corriente de alimentación.

Los filtros de tambor rotatorio pueden operar a vacío o a presión, sin embargo, debido a los problemas mecánicos de la descarga de sólidos de éstos funcionando bajo la última modalidad, sus altos costos y elevada complejidad de operación, así como sus reducidos tamaños, limitan su aplicación a situaciones muy especiales (McCabe et al. 2007b). Por esta razón, para esta etapa el equipo operará a condiciones de vacío.

Una vez obtenido el filtrado, será posible dar inicio a la reacción hidrolítica en donde se liberarán finalmente los compuestos aromáticos.

3.3.4 Hidrólisis enzimática

La hidrólisis enzimática corresponde a la etapa fundamental del proceso de producción de aromas, dado que en ésta se liberan los compuestos terpénicos que conforman el producto final, y otorga, además, la ventaja competitiva que diferencia a este proyecto del proceso de síntesis química que se emplea en la actualidad. En esta sección se define el biocatalizador a utilizar, las condiciones de reacción, y la configuración y modalidad de operación del reactor enzimático donde se llevará a cabo el proceso de hidrólisis de los terpenos.

Selección del biocatalizador

La elección del biocatalizador a utilizar corresponde a un factor clave dentro del proceso hidrolítico, ya que su selección limita directamente las condiciones de reacción, la configuración del reactor y la modalidad de operación. En general, la industria vitivinícola emplea una amplia variedad de preparados enzimáticos para lograr el potenciamento del perfil aromático en los vinos, a través de la liberación de aromas varietales en los mostos. Algunos de los más conocidos comercialmente se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1: Preparados enzimáticos empleados en la industria vitivinícola para el potenciamiento del perfil aromático en vinos

Nombre	Empresa	Aplicación
Enovin Varietal	Agrovin	Liberación de precursores terpénicos que se encuentran en forma glicosilada
Enozym Arome	Agrovin	Liberación de terpenos ligados al final de la fermentación
Lafazym Arom	Laffort	Liberación de numerosos aromas de precursores glicosilados
β -Glucosidasa Dolmar	Dolmar	Incremento del perfil aromático
Panzym Arom	Eaton	Promover la liberación de aromas en vinos Moscatel
Rapidase AR 2000	DSM	Mejora la calidad, intensidad y clarificación del vino

Para este proyecto se ha seleccionado el preparado enzimático comercial Rapidase AR 2000, debido a que en el proceso de hidrólisis enzimática de los compuestos terpénicos, se considera el uso de enzimas inmovilizadas en modalidad de Combi-CLEAs, siendo los parámetros cinéticos de este preparado los únicos datos disponibles bajo este tipo de co-inmovilización.

Como se detalló en el capítulo 1, los Combi-CLEAs consisten en agregados enzimáticos entrecruzados (CLEAs) que contienen más de una actividad enzimática, es decir dos o más enzimas inmovilizadas conjuntamente sin la necesidad de un soporte. Por el contrario, en esta modalidad las enzimas se auto-inmovilizan en su propia masa proteica, y por lo tanto, la actividad específica del biocatalizador es muy alta (Cao, Van Langen y Sheldon, 2003). Esta característica facilita considerablemente procesos catalíticos como éste, en el que la reacción ocurre de manera secuencial, permitiendo contar con todas las actividades enzimáticas requeridas (ARA, RAM, API Y BG) en un solo catalizador (Ahumada, 2013).

Por otro lado, esta metodología de inmovilización aplicada a diferentes grupos de enzimas ha demostrado mejor estabilidad de las enzimas frente a la temperatura, además de una fácil utilización y separación en bioprocesos (Ahumada, 2013).

Gracias a todas estas ventajas de los Combi-CLEAs, es que se vuelve posible reutilizarlos. Para lo cual se dispondrán dispositivos removibles dentro del reactor, de manera de facilitar su reutilización. Cabe destacar, que para evitar pérdidas en la recuperación de los aromas, esta reacción se llevará a cabo en un reactor hermético y a una temperatura de 10 [°C].

Condiciones de reacción

Como se indicó anteriormente, la selección del catalizador está sujeta, fundamentalmente, a la disponibilidad de parámetros cinéticos que existen de los distintos preparados enzimáticos. En este sentido, Ahumada (2013) logró co-inmovilizar el preparado comercial Rapidase AR 2000, utilizado ampliamente en la industria vitivinícola para el potenciamiento de aromas varietales en los mostos. Este preparado, en particular, contiene actividad glucosidasa AR y BG (Cabaroğlu, Selli, Canbas, Lepoutre y Günata, 2003), es activo entre los 10 a 50 [°C], y funciona correctamente en presencia de etanol. Las pruebas de estabilidad del Combi-CLEAs seleccionado, se realizaron a 40 [°C], pH 3,5 y 10% de etanol, mostrando una actividad específica de 14,59 [UI/g_{catalizador}].

Sin embargo, la reacción hidrolítica que se lleva a cabo en este proceso ocurre a 10 [°C], de manera de evitar cambios conformacionales en los compuestos de interés y disminuir el riesgo de contaminación. Por esta razón, considerando una pérdida de actividad de tipo exponencial, se estima una actividad específica equivalente a 0,4 [UI/g_{catalizador}], es decir, 0,024 [mmol/h·g].

Reactor enzimático y modalidad de operación

El diseño y selección de un reactor enzimático debe considerar como aspectos esenciales: la naturaleza y propiedades del biocatalizador, la cinética de la reacción, posibles inhibiciones, la naturaleza de sustratos y productos, y los requerimientos de control. El análisis cualitativo de la incidencia de estos factores permitirá seleccionar, o discriminar, entre las distintas posibilidades de configuración del reactor. Así, una vez seleccionado, el diseño consistirá en determinar su tamaño y condiciones operacionales (Illanes, 2002).

Se han propuesto diversas configuraciones para llevar a cabo procesos catalizados por enzimas, destacando tres de ellas, las que se muestran en la Figura 3.2 La modalidad de operación de estos reactores se divide principalmente en dos: operación por lotes y operación continua (Illanes y Altamirano, 2008).

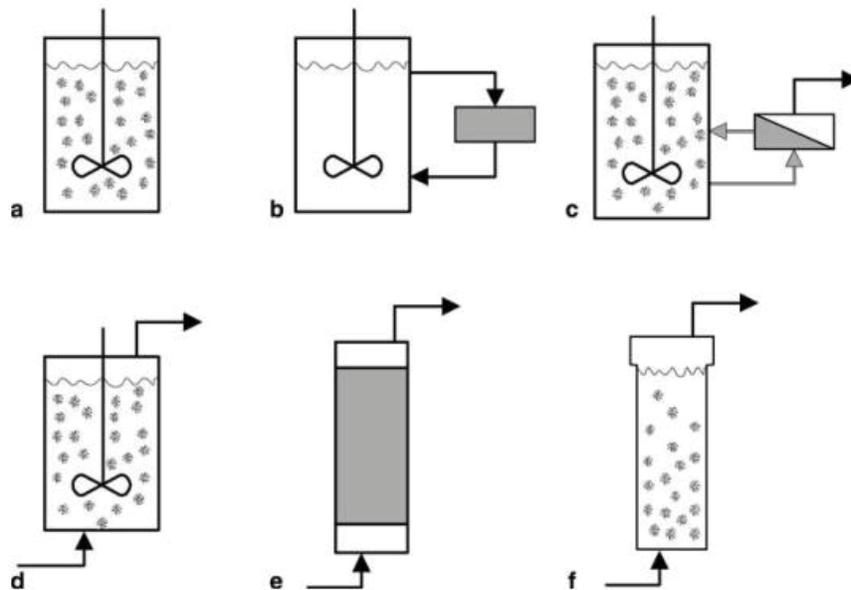


Figura 3.2: Diferentes configuraciones de reactores con enzimas inmovilizadas. (a) Tanque agitado por lotes. (b) Tanque agitado continuo. (c) Lecho empacado. (Illanes y Altamirano, 2008).

Operación por lotes

Reactor de tanque agitado (RTA): las operaciones por lotes con enzimas solubles se llevan a cabo principalmente en reactores de tanque agitado, los cuales están equipados con elementos de mezclado y sistemas para el control de la temperatura y el pH. Las operaciones por lotes con enzimas inmovilizadas también se pueden llevar a cabo en reactores de tanque agitado, pero en este caso se incluye un dispositivo que permite la retención del biocatalizador después de la recuperación de los productos al finalizar cada lote (Illanes y Altamirano, 2008).

Operación continua

Reactor de lecho empacado (RLE): en este reactor el biocatalizador está empacado formando un lecho sumergido a través del cual pasa una corriente constante de alimentación con el medio de reacción (Illanes y Altamirano, 2008).

Reactor continuo de tanque agitado (RCTA): el medio de reacción es alimentado con una velocidad de flujo constante al reactor donde el biocatalizador se encuentra suspendido en un recipiente agitado. En este caso, la enzima es retenida en el reactor mediante una filtración o centrifugación ex situ para luego ser recirculada al reactor (Illanes y Altamirano, 2008).

Para la selección del reactor empleado para llevar a cabo la liberación de compuestos aromáticos, se consideran dos factores que influyen directamente en la productividad de este proceso: características del biocatalizador y volumen de reacción. En este sentido, dado que el catalizador seleccionado corresponde a enzima inmovilizada bajo la modalidad de Combi-CLEA, resultaría interesante la opción de diseñar un proceso de hidrólisis continuo, que permitiera incrementar de manera considerable la eficiencia del proceso (Illanes, 2002). No obstante, considerando que los volúmenes de reacción diarios son bajos (ver sección 5.3.5) y estacionales (sólo se produce materia prima durante 4 meses), no se justifica la implementación de un reactor que opere de forma continua. Y por tanto, se selecciona una modalidad de operación por lotes repetidos, aprovechando la capacidad de reutilizar el catalizador mediante procesos físicos de recuperación.

3.3.5 Concentración de aromas

De la etapa anterior, finalmente se obtuvo una solución con los terpenos los azúcares y diversas impurezas, por lo cual se hace necesario concentrar los compuestos de interés, pero en las condiciones adecuadas para no generar pérdidas o daños en la estructura de los terpenos.

Uno de los procesos habitualmente utilizados para la concentración y recuperación de compuestos aromáticos es la destilación a vacío con rectificación a presión atmosférica empleando columnas de

platos de burbuja y trabajando en contra-corriente, lo cual genera un compromiso óptimo entre el rendimiento, la calidad del aroma y la economía. Sin embargo, es una operación que requiere un alto consumo energético (Diban, 2008).

3.3.6 Almacenamiento

Finalmente, para disponer de los compuestos extraídos se deben tomar en cuenta ciertas consideraciones para evitar las reacciones de oxidación, para esto se acudió a las fichas técnicas de los terpenos elaborados por algunos laboratorios como Passo o GTM. Generalmente, los terpenos como el limoneno (o más conocido como terpeno de naranja) se almacena en recipientes de acero revestido con resina fenólica o envases fluorados de plástico, donde el aire debe ser excluido de recipientes parcialmente llenos, desplazando con nitrógeno o dióxido de carbono, alejado de fuentes de calor y de la radiación solar.

3.4 PRODUCCIÓN DE ACEITE

A continuación, se definirán las operaciones necesarias para la producción de aceite de pepa de uva, el cual está constituido tradicionalmente por 4 etapas, reducción de tamaño, calentamiento, extracción y clarificación.

3.4.1 Reducción de tamaño

Usualmente, la primera etapa para la extracción de aceites de semillas es el descascarado. En este caso para la producción de aceite de pepa de uva, el descascarado se realiza con el fin de aumentar el contenido de aceite en la fracción entera. A pesar de esto, se han reportado extracciones con un 99% de rendimiento, realizadas con semillas de uva sin descascarar (Rohne, 1971), lo que significa que descascarado de la semilla puede ser obviado (Guerra, 2001) y considerar así como primera etapa la reducción de tamaño.

El objetivo de esta fase es romper la cubierta externa de la semilla, para aumentar el área superficial y reducir la distancia que debe recorrer el aceite para salir del interior de la semilla (Guerra, 2001). El rendimiento de extracción por prensado se ve disminuido, si la reducción de tamaño no ha sido bien realizada y se obtienen partículas muy grandes o semillas enteras, lo que ocasiona que haya un aumento del contenido de aceite retenido en la torta de prensado (Ward, 1984).

Los equipos utilizados para efectuar la molienda son molinos de discos (Sharapin, 2000), de martillos (Centro Agronómico Tropical de Investigación y Enseñanza, 1997) o de rodillos (Bailey, 2001). En los molinos de rodillos, la materia prima es conducida entre dos rodillos que giran en sentido opuestos a igual velocidad y el tamaño de partícula queda determinado por la geometría de la superficie de los rodillos y la distancia entre ellos (McCabe et al. 2007a). Los molinos de martillos por otro lado, consisten en una cámara circular en la cual se intalan martillos, que rotan a gran velocidad moliendo las semillas. El grano molido pasa a través de un cernidor removible, la abertura de la malla en el cernidor determina el tamaño de las partículas (Tobar, 2003). Para el caso de los molinos de discos, las partículas de sólidos son frotados entre las caras planas estriadas de discos circulares rotatorios, generalmente, los discos tienen ejes horizontales y la separación entre discos puede ajustarse según el material a tratar (McCabe et al. 2007a). Debido a esto y que además en la operación de reducción de tamaño del hollejo de uva se seleccionó un molino de discos, se priorizará este equipo para esta etapa, de esta manera se economizan los costos en la adquisición de equipos.

3.4.2 Calentamiento

Antes de iniciar la extracción del aceite se deben condicionar las semillas, esto tradicionalmente realiza con un tratamiento térmico. Los objetivos de esta etapa son; facilitar la permeación del aceite, ya que esta etapa hace que el aceite fluya con mayor facilidad, destrucción de la actividad enzimática, esterilización de la semilla para prevenir el crecimiento de hongos y bacterias, detoxificar la semilla de constituyentes indeseables y coagular las proteínas, lo que entregaría un aceite libre de constituyentes proteicos, lo cual favorece la clarificación (Cefla, 2015). Si las enzimas presentes en las semillas no fueran inactivadas, se beneficiaría la oxidación lipídica, incrementando los ácidos grasos libres en la torta de prensado en poco tiempo (Ward, 1984).

Esta etapa consiste en calentar las semillas a 100 [°C] durante 20 minutos. Gracias a esto se logran rendimientos entre 65-75% en la extracción. Los equipos más comúnmente utilizados son llamados acondicionadores o cocedores, los cuales son equipos cilíndricos compuestos de varias etapas circulares superpuestas, dotadas de calefacción indirecta a través de las bandejas, todo el aparato está recorrido por un eje vertical con palas rascadoras o removedoras, que hace transitar las semillas contenidas, para permitir el descenso controlado de las semillas existe una compuerta de descarga de apertura regulable en cada piso. Estas compuertas mantienen por un lado la capa de materia con un espesor constante en cada piso y por otro lado evitan la creación de circuitos preferenciales (Sánchez y De la Infanta, 2003). Sin embargo, hay varias maneras para precalentar las semillas, para lotes muy pequeños incluso se pueden usar hornos (National Sustainable Agriculture Information Service, 2008).

En este caso, según proveedores los cocedores no son convenientes para el flujo de entrada que se está considerando. El flujo másico es muy bajo como para invertir en este tipo de equipos, debido a esto se reemplazará este equipo por un secador de bandejas. En estos equipos el material se expande en bandejas ubicadas en gabinetes, mientras un ventilador recircula aire calentado por medio de vapor paralelamente sobre la superficie de las bandejas (Orrego, 2003).

3.4.3 Extracción

Para extraer el aceite en las semillas oleaginosas existen diversas técnicas entre las cuales se pueden mencionar; extracción por solventes, en medio acuoso o por prensado en frío. La extracción por solvente es uno de los más utilizados, en este la semilla se pone en contacto con un solvente orgánico, posteriormente este solvente se elimina por destilación (Castillo y Martínez, 2014). A pesar de ser uno de los métodos con mayor rendimiento de extracción (96-98%) no es recomendable utilizarlo, ya que los solventes más usados, como es el hexano, contribuyen a la emisión de compuestos orgánicos volátiles los cuales tienen propiedades tóxicas (Rosenthal, Pyle y Niranjana, 1996).

La extracción en medio acuoso utiliza agua como solvente, basándose en la insolubilidad del aceite en agua. Este método presenta más ventajas que la extracción por solventes, se produce menos daño proteico, el solvente no es contaminante, existe menos riesgo de incendio y explosiones, pero es un método menos eficiente y requiere etapas extra en el proceso, como desmulsificación y tratamientos del efluente (Rosenthal et al. 1996).

Por otra parte, la extracción por prensado en frío se lleva a cabo mediante compresión permitiendo que el aceite salga y los sólidos queden retenidos, generando una torta denominada harina. El prensado se debe realizar utilizando presiones bajas, aunque disminuya el rendimiento, ya que a presiones altas se obtienen aceites de menor calidad (Bailey, 2001). La principal ventaja de este método extractivo es la calidad del producto, ya que al no adicionar solventes y trabajar en condiciones suaves de operación, se preserva la actividad de los principios activos. El gasto energético es menor y no es un proceso contaminante, mientras que una de las desventajas del proceso son los bajos rendimientos de extracción (Tobar, 2003). Se puede realizar en dos modalidades discontinua o continua. En esta última, se dispone de menos mano de obra y se trabaja a mayores rendimientos de extracción que las prensas discontinuas. Los equipos más comúnmente utilizados para este proceso en continuo son las prensas tornillo. Estas prensas soportan altas presiones, esta presión se desarrolla por medio de un eje rotatorio o tornillo sin fin, en vez de un pistón de acción intermitente (Bailey, 2001).

Como una manera de optimizar, algunas investigaciones se han centrado en estudiar el efecto de adicionar enzimas para facilitar el permeado del aceite en el prensado, como las investigaciones realizadas por Guerra y Zúñiga (2003). En esta experiencia se lograron obtener rendimiento de hasta un 72% con adición de enzimas, considerablemente superior al 26% obtenido en el control (sin enzimas). Sin embargo, en otras experiencias similares sin adición de enzimas adicionales pero con previo tratamiento térmico, se han logrado obtener rendimiento de hasta 75% (National Sustainable Agriculture Information Service, 2008), por lo que no se justifica para este caso el costo adicional de agregar enzimas en la extracción.

3.4.4 Clarificación

Tradicionalmente en el proceso de elaboración de aceites desde semillas se aplican métodos de clarificación, con el objetivo de obtener un aceite puro sin restos sólidos. Estas etapas incluyen el uso de tamices vibratorios o giratorios, centrifugas o filtros de hojas (Ward, 1984).

Sin embargo, las nuevas tendencias mundiales de la alimentación indican un interés acentuado de los consumidores hacia los alimentos naturales (Alvídrez, González y Jiménez, 2002). Dentro de los alimentos naturales podemos encontrar productos menos procesados como las harinas y azúcares integrales, por lo que el aceite sin clarificar con restos sólidos de semillas que demuestren su origen natural, sería más atractivo para los consumidores actuales por el valor agregado que esto representa. Debido a esto, en este proyecto se considerará generar un aceite sin filtrar por lo que, esta etapa será excluida.

3.5 DIAGRAMA DE BLOQUES

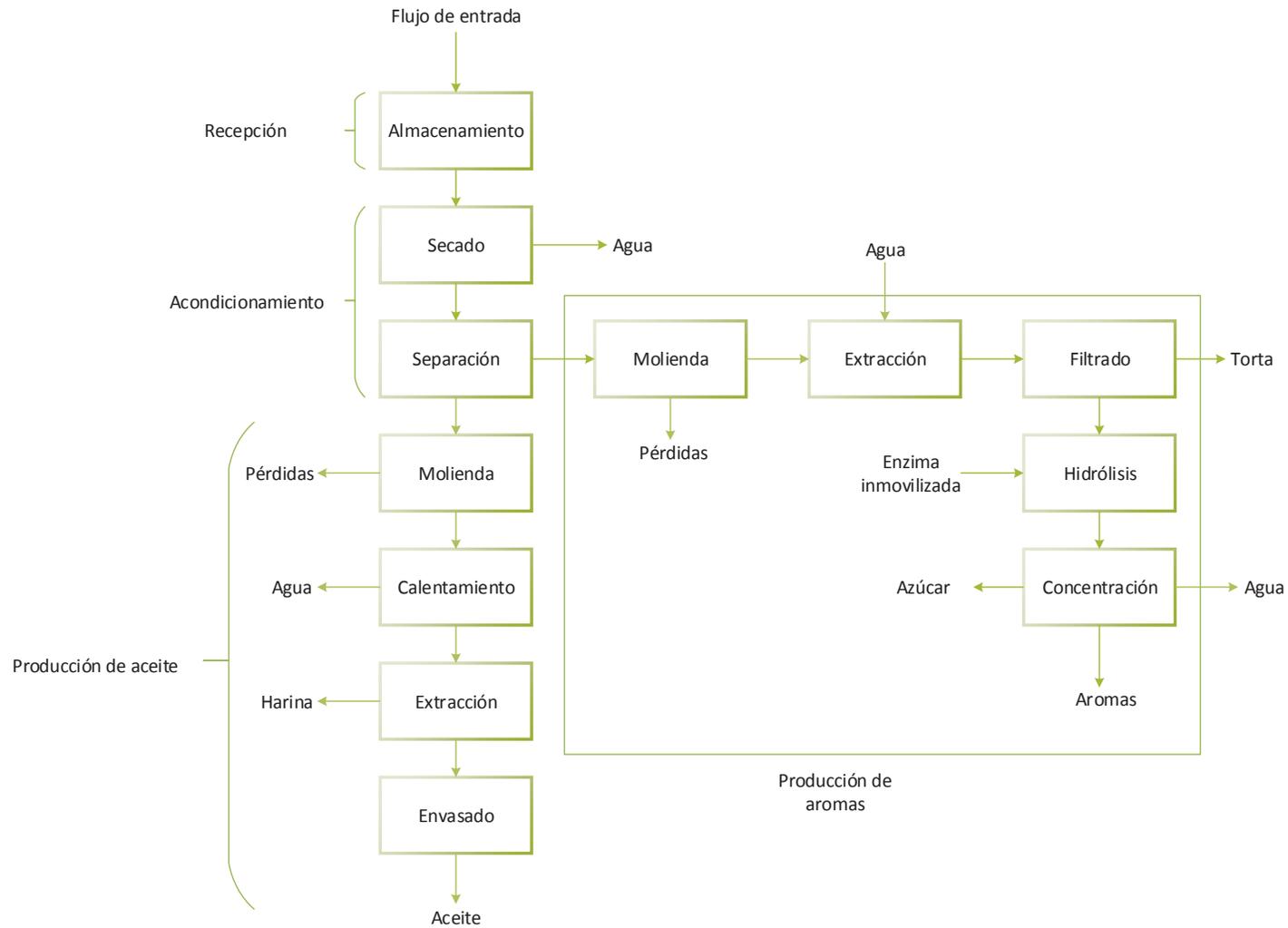


Figura 3.3: Diagrama de bloques del proceso de producción de aromas y aceite

REFERENCIAS CAPÍTULO 3

- Acosta, A. y Mejía, J. (2012). *Condiciones de operación de un secador de rodillos en la deshidratación de residuos de tomate (*Lycopersicon esculentum* Mill)*. Tesis para optar al grado de Ingeniero de Alimentos, Escuela de Ingeniería de Alimentos, Universidad del Valle.
- Agustín, R. (2012). *Deshidratación de gallinaza utilizando un secador solar*. Tesis para optar al grado de Doctor en Medicina Veterinaria. Facultad de medicina veterinaria, Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Ahumada, K. (2013). *Preparación de Combi-CLEAs de enzimas involucradas en la liberación de aromas de vinos*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico. Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Alvídrez, A., González, B. y Jiménez, Z. (2002). Tendencias en la producción de alimentos: alimentos funcionales. *Revista Salud Pública y nutrición*, 3, 3.
- Bailey, A. (2001). Extracción de grasas y aceites. En A. Bailey (ed), *Aceites y grasas industriales* (pp. 422 – 474). Barcelona: Reverté.
- Betancourt, C. (2012). *Diseño y simulación de una máquina secadora de forrajes múltiples para la elaboración de harina y procesamiento de balanceado para ganado con capacidad de 400 kg/h para la empresa ENSIFOR S.A*. Tesis para optar al grado de Ingeniero Mecánico. Facultad de ingeniería mecánica, Escuela Politécnica del Ejército.
- Cabaroglu, T., Selli, S., Canbas, A., Lepoutre, J. P. & Günata, Z. (2003). Wine flavor enhancement through the use of exogenous fungal glycosidases. *Enzyme and Microbial Technology*, 33, 581-587.
- Cao, L., Van Langen, L. & Sheldon, R. (2003). Immobilised enzymes: carrier-bound or carrier-free?. *Current Opinion in Biotechnology*, 14, 1-8.
- Castellanos., A. (2015). Logística y distribución de mercancías. En A. Castellanos (ed.), *Logística comercial internacional* (pp. 1 - 83). Barranquilla: Ecoe Ediciones.
- Castells, X. (2012). *Diccionario de térmicos ambientales: Reciclaje de residuos industriales*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
- Castillo, E. y Martínez. A. (2014). Tecnologías para biodiesel. En M. Rincón y E. Silva (ed.), *Bioenergía: Fuentes, conversión y sustentabilidad* (pp. 217 – 244). Bogotá: Cyted.

- Cefla, K. (2015). *Diseño de una planta para la extracción del aceite vegetal comestible de las semillas de chía (Salvia hispánica L.) mediante prensado*. Tesis para optar al grado de Ingeniero Agroindustrial, Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, Escuela Politécnica Nacional.
- Centro Agronómico Tropical de Investigación y Enseñanza. (1997, Julio). *Secado, procesamiento y almacenamiento de semillas forestales*. Turrialba: L. Jara.
- Centro Internacional de Agricultura tropical. (1989, Julio). *Principios del acondicionamiento de semillas* (Guía de estudio). Cali, Colombia: Albert Boyd.
- Cervera, S., Costa, J., Cunill, F., Esplugas, S., Mans, C. y Mata, J. (2004). Las operaciones unitarias. En S. Cervera, J. Costa, F. Cunill, S. Esplugas y J. Mata (eds.) *Curso de Ingeniería Química* (pp. 37 - 94). Barcelona: Reverté S.A.
- Dávila, R. (2004). *Estudio experimental del efecto de la porosidad de partículas sobre el proceso de secado en un lecho fluidizado a vacío empleando aire*. Tesis para optar al grado de Licenciado en Ingeniería Mecánica, Escuela de Ingeniería, Universidad de las Américas Puebla.
- Diban, N. (2008). *Separación de aromas en etapas del procesado de zumos de frutas y bebidas*. Memoria de tesis para optar al grado de Doctor, Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales y de Telecomunicación, Universidad de Cantabria.
- Dossat, R. & Horan, T. (2002). Food preservation. In R. Dossat (ed.), *Principles of preservation* (pp. 10 - 24). Estados Unidos: Prentice Hall.
- Guerra, E. (2001). *Extracción de aceite de pepa de uva, con tecnología enzimática*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Guerra, E. G. y Zúñiga, M. E. (2003). Tratamiento enzimático en la extracción de aceite de pipa de uva, *Vitis vinifera*, por prensado en frío. *Grasas y Aceites*, 54, 53-57.
- Illanes, A. & Altamirano, C. (2008). Enzyme reactors. In A. Illanes (ed.), *Enzyme biocatalysis. Principles and practice* (pp. 205 - 252). Springer.
- Illanes, A. (2002). Reactores enzimáticos. En F. Acevedo, J. Gentina, y A. Illanes (eds.), *Fundamentos de ingeniería bioquímica* (pp. 169 - 198). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Marcilla, A. (1999). Clasificación y selección de secadores. En A. Marcilla (ed.), *Introducción a las operaciones de separación contacto continuo* (pp. 38 - 47). Murcia: Espagráfic.

- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007a). Propiedades y tratamiento de partículas sólidas. En McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 1011 - 1047). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007b). Separaciones mecánicas. En McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 1049 - 1136). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Merino, C., Sandoval, O., Merino, H., Aguilar, I., Hernández, J. y Rodríguez, G. (2011, septiembre). Diseño de un secador de frutas y verduras frescas. Comunicación presentada al XXVI Congreso Nacional de Termodinámica, México.
- Mojsov, K. (2003). Use of enzymes in wine making: A review. *International Journal of Marketing and Technology*, 3, 112-127.
- Morales, E. (2014). *Diseño de los procesos de secado por rodillos y spray dryer para la elaboración de un suplemento nutricional con base en la mezcla de amaranto, quinua, choclo y avena*. Tesis para optar al grado de Ingeniero Químico, Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, Escuela Politécnica Nacional.
- National Sustainable Agriculture Information Service. (2008, Noviembre). *Oilseed processing for small-scale producers* (Processing Guide). Estados Unidos: J. Bachmann.
- Nonhebel. G. y Moss., A. (2002a). Secadores continuos de tambor o película. En Nonhebel. G. y Moss., A. (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 183 – 208). Barcelona: Reverté.
- Nonhebel. G. y Moss., A. (2002b). Secadores de lecho fluilizado. En Nonhebel. G. y Moss., A. (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 239 – 258). Barcelona: Reverté.
- Nonhebel. G. y Moss., A. (2002c). Secadores al vacío de bandejas discontinuas. En Nonhebel. G. y Moss., A. (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 99 – 112). Barcelona: Reverté.
- Nonhebel. G. y Moss., A. (2002d). Secadores rotatorios continuos. En Nonhebel. G. y Moss., A. (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 209 – 238). Barcelona: Reverté.
- Orrego, C. (2003). Secado. En C. Orrego (ed.), *Procesamiento de alimentos* (pp. 175 – 216). Manizales: Universidad Nacional de Colombia.
- Rohne, G. (1971). Extracción del aceite de la granilla de uva. *Grasas y aceites*, 22, 393-400.

- Rosenthal, A., Pyle, D. L. & Niranjana, K. (1996). Aqueous and enzymatic processes for edible oil extraction. *Enzyme and Microbial Technology*, 19, 402-420.
- Sánchez, J., Anaya, I. Gutiérrez, F., Vizcarra, M. y Pineda., S. (2007). Estudio hidrodinámico del tostado de café (*coffea arábica* L.) en un reactor de lecho fluidizado. *Revista mexicana de Ingeniería Química*, 6, 185-192.
- Sánchez, M. y de las Infantas, P. (2003). Ingeniería del proceso de extracción de aceite de colza. En M. Sánchez y P. de las Infantas (eds.), *Procesos de elaboración de alimentos y bebidas* (pp. 30-42). Madrid: Mundi Prensa.
- Sharapin, N. (2000). Extracción de materias primas vegetales. En E. Valverde (ed.), *Fundamentos de tecnología de productos fitoterapéuticos* (pp. 27 – 60). Santafé de Bogotá: Andrés Bello.
- Tobar, P. (2003). *Extracción de aceite y recuperación de antioxidante de pepa de uva*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Treybal, R. (1980). Lixiviación. En R. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa* (pp. 792 – 822). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Ward, J. A. (1984). Pre-Pressing of oil from rapeseed and sunflower. *Journal American oil Chemistry Society*, 61, 1358-1361.

CAPÍTULO 4

BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

En este capítulo se definirán las composiciones y características de cada una de las corrientes involucradas en las dos líneas productivas, con el objetivo de dimensionar los equipos, espacios y finalmente la planta que se requerirá para la producción de aromas y aceite.

El balance de masa se realizará a partir de la cantidad de residuos sólidos generados en el proceso de elaboración de pisco en el año 2025, de acuerdo al volumen de producción proyectado para esta bebida en el capítulo 2. En éste se determinó que en un horizonte de 15 años, se dispondrá de 70068,68 [ton] de uva sólo en lo que se refiere a la producción de Capel.

4.1 DIAGRAMA DEL PROCESO

Adjunto a este proyecto se presenta el diagrama de flujos del proceso, donde se definen los nombres de cada una de las corrientes de entrada y salida, desde la recepción hasta la etapa de almacenamiento. De acuerdo a este diagrama se realizará el balance de masa, considerando tanto el proceso productivo de aromas como el de aceite.

4.2 FLUJO DE ENTRADA

Como se indicó previamente, en el capítulo 2 se estimó que Capel, una de las cooperativas más grandes de Chile, tendría que procesar 70068,64 [ton] de uvas enteras para alcanzar la producción de pisco proyectada para el 2025. Dado que Capel representa el porcentaje más alto de la producción de pisco en la industria nacional, en este proyecto se trabajará con los residuos generados únicamente por esta empresa.

Teniendo en cuenta que el periodo de vendimia -periodo durante el cual las plantas se encuentran en plena producción- inicia durante el mes de febrero y se extiende, en la mayor parte de los casos,

hasta el mes de mayo, la producción anual se reduce a lo obtenido durante esos 4 meses. En otras palabras, un año de producción equivale sólo a 4 meses operativos, de 30 días cada uno.

$$uvas\ procesadas = 70068,64 \left[\frac{ton}{año} \right] \cdot \frac{1000}{1} \left[\frac{kg}{ton} \right] \cdot \frac{1}{4} \left[\frac{año}{meses} \right] \cdot \frac{1}{30} \left[\frac{mes}{día} \right]$$

$$uvas\ procesadas = 583905,34 \left[\frac{kg}{día} \right]$$

Por otra parte, Capel posee 7 plantas operativas ubicadas en Copiapo, Alto del Carmen, Montegrande, Vicuña, Río Hurtado, Sonaqui, Punitaqui y Salamanca respectivamente. En base a esto, y para efectos prácticos, el balance de masa se realizó considerando la materia prima que ingresa sólo a una planta productiva, suponiendo que cada una de las plantas trata la misma masa de uvas inicialmente.

$$uvas\ procesadas = 583905,34 \left[\frac{kg}{día} \right] \cdot \frac{1}{7 [planta]}$$

$$uvas\ procesadas = 83415,05 \left[\frac{kg}{día \cdot planta} \right]$$

Sin embargo, la materia prima de este proyecto corresponde al residuo sólido generado en la etapa de prensado del proceso de elaboración del pisco, en donde las uvas son sometidas a presión para la obtención del mosto de fermentación. De acuerdo a datos otorgados por el Gerente de Producción e Innovación de Capel (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015), de cada 100 [kg] de uvas que ingresan a la etapa de prensado, se obtienen los residuos detallados en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1: Residuos sólidos generados en la etapa de prensado, en base a 100 kg de uva de entrada

Residuo	kg/100 kg de uva procesada
Semilla	2,2
Hollejo húmedo	5,1
Escobajo	2,6

A partir de los datos presentados en la Tabla 4.1 es posible calcular la cantidad de semillas y hollejo húmedo que se obtienen en el proceso.

$$\text{masa de semilla húmeda} = 83415,05 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{2,2}{100} \left[\frac{\text{kg semilla húmeda}}{\text{kg}} \right]$$

$$\text{masa de semilla húmeda} = 1835,13 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

$$\text{masa de hollejo húmedo} = 83415,05 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{5,1}{100} \left[\frac{\text{kg hollejo húmedo}}{\text{kg}} \right]$$

$$\text{masa de hollejo húmedo} = 4254,17 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

4.2.1 Semillas

Para el balance de masa correspondiente al proceso de producción de aceite de pepa de uva, se utilizará la composición de la semilla descrita en la Tabla 4.2. En ella, el componente definido como “Otros” incluye componentes que se encuentran en concentraciones mínimas, como por ejemplo, polímeros derivados de catequinas y epicatequinas.

Tabla 4.2: Composición de la semilla de uva, adaptado de Tobar, (2003)

Componente	Fracción [kg/kg] (b.h.)
Agua	0,17
Aceite	0,10
Proteínas	0,08
Carbohidratos	0,08
Fibra	0,52
Ceniza	0,03
Otros	0,02

De esta forma es posible obtener la masa de agua inicial presente en la semilla:

$$masa\ de\ agua\ semilla = 1835,13 \left[\frac{kg\ de\ semilla\ húmeda}{día} \right] \cdot \frac{17}{100} \left[\frac{kg\ de\ agua}{kg\ de\ semilla\ húmeda} \right]$$

$$masa\ de\ agua\ semilla = 311,97 \left[\frac{kg}{día} \right]$$

4.2.2 Hollejo húmedo

Ya que el hollejo húmedo que ingresa a la corriente de alimentación corresponde al desecho obtenido en la etapa de prensado en el proceso de elaboración de pisco, su composición se basa fundamentalmente en tres componentes: orujo (hollejo seco), agua y azúcares residuales (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015). Por lo tanto, para el balance de masa se considerará que el hollejo húmedo contiene solamente estos tres componentes más los precursores aromáticos (terpenos glicosilados). Éstos últimos forman parte de la fracción de azúcares residuales, específicamente de la fracción correspondiente a glucosa. Cabe destacar, que dentro de los componentes que no se considerarán se encuentran los polifenoles, compuestos que a pesar de tener un valor económico de interés, su preferencia por solventes orgánicos los hace difícilmente extraíbles y/o recuperables en medios acuosos.

Finalmente, y en base a la información facilitada por Capel (J. Báez, comunicación personal, 12 de mayo 2015), la composición del hollejo húmedo post-prensado, es la expuesta en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3: Composición del hollejo húmedo posterior a la etapa de prensado en el proceso de elaboración de pisco

Compuesto	Fracción [kg/kg]
Agua	0,60
Orujo	0,23
Azúcar residual	0,17

Por lo tanto, es posible determinar el flujo másico de agua, orujo y azúcar residual, basándose en el siguiente cálculo:

$$masa\ de\ orujo = 4254,17 \left[\frac{kg}{día} \right] \cdot \frac{23}{100} \left[\frac{kg}{kg} \right] = 978,46 \left[\frac{kg}{día} \right]$$

Los otros componentes se determinan de igual forma, lo que permite construir la Tabla 4.4.

Tabla 4.4: Flujos másicos de la corriente a la salida de la etapa de prensado en el proceso de elaboración de pisco

Compuesto	[kg/día]
Agua	2552,50
Orujo	978,46
Azúcar residual	723,21

4.2.3 Azúcares

En relación a los azúcares, la glucosa, fructosa y sacarosa son los que se encuentran en mayor proporción y, por lo tanto, son los únicos que se considerarán. En la Tabla 4.5 se detallan las

concentraciones para 1 [kg] de uva entera y el porcentaje [%p/p] correspondiente, en base a los azúcares totales.

Tabla 4.5: Concentración de azúcares en la uva, adaptado de Carranza, (2009)

Azúcar	Concentración [kg/kg de uva]	Porcentaje en azúcares totales [%p/p]
Fructosa	7,7	50
Glucosa	7,3	47,4
Sacarosa	0,4	2,6
Total	15,4	100

A partir de los valores presentados en la Tabla 4.5 es posible determinar los flujos másicos de fructosa, glucosa y sacarosa que constituyen los azúcares residuales, en base a la Ecuación 4.1.

$$azúcar_i = azúcares\ residuales\ totales \left[\frac{kg\ azúcar\ residual}{día} \right] \cdot \frac{\%p/p_i}{100}$$

Ecuación 4.1

A modo de ejemplo se determina el flujo másico de glucosa. Para los otros dos azúcares se emplea el mismo cálculo, con sus respectivos porcentajes.

$$glucosa = 723,21 \left[\frac{kg\ azúcar}{día} \right] \cdot \frac{47,4}{100} = 342,82 \left[\frac{kg\ azúcar\ residual}{día} \right]$$

4.2.4 Terpenos glicosilados

Como se detalló en el sección 1.2 del capítulo 1, el hollejo es la parte de la uva que contiene en mayor proporción los terpenos glicosilados. Su concentración alcanza los 550 [$\mu\text{g}\cdot\text{kg}^{-1}$ de uva], incluyendo linalol, nerol, diendiol y genariol (Wilson, Strauss y Williams, 1986). Con este dato se

puede determinar la concentración de terpenos glicosilados en la masa de hollejo disponible para extraer, considerando que cada kilogramo de uva entera se compone de 0,1 kilogramo de hollejo (Wilson et al. 1986).

$$\text{Terpenos glicosilados} = 550 \left[\frac{\mu\text{g}}{\text{kg de uva}} \right] \cdot \frac{1}{0,1} \left[\frac{\text{kg de uva}}{\text{kg de hollejo}} \right] \cdot 4254,17 \left[\frac{\text{kg de hollejo}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{1}{1 \cdot 10^9} \left[\frac{\text{kg}}{\mu\text{g}} \right]$$

$$\text{Terpenos glicosilados} = 0,023 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

Tal como se señaló en la sección 4.2.2, los terpenos glicosilados forman parte de la masa de azúcar residual, específicamente de aquella correspondiente a glucosa. Por lo tanto, para el balance de masa de este proceso, se considerará que la masa de terpenos glicosilados equivalente a 0,023 [kg/día] corresponde a la fracción ligada de glucosa, y el resto a glucosa libre.

4.2.5 Composición flujo de entrada

Finalmente la Tabla 4.6 detalla la composición del flujo de entrada (F_1) que alimenta ambas líneas de proceso: aromas y aceite.

Tabla 4.6: Composición del flujo de entrada (F_1) al proceso

Componente	F_1 [kg/día]
Hollejo húmedo	4254,17
Agua	2552,50
Orujo	978,46
Terpenos glicosilados	0,023
Fructosa	361,60
Glucosa	342,80
Sacarosa	18,78

Continuación Tabla 4.6: Composición del flujo de entrada (F1) al proceso

Componente	F ₁ [kg/día]
Semilla húmeda	1835,13
Agua	311,972
Aceite	183,513
Fibra	954,268
Proteínas	146,810
Carbohidratos	146,810
Cenizas	55,054
Total	6089,30

4.3 ACONDICIONAMIENTO

4.3.1 Secado

La Figura 4.1 representa la operación de secado con sus respectivos flujos. El objetivo es alcanzar una humedad de equilibrio del 10% en base húmeda, ya que en esta condición se inhibe la acción enzimática permitiendo el almacenamiento de los residuos (Tobar, 2003). Además, dado que según proveedores la humedad máxima para el funcionamiento del separador neumático es de 13%, la humedad no interferirá en el procesamiento posterior de las semillas.

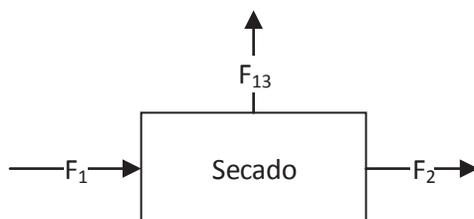


Figura 4.1: Diagrama de la operación de secado

Balance de masa en la operación de secado

El balance de masa global a la operación unitaria de secado está representado por la Ecuación 4.2. Donde la corriente F_{13} corresponde a la salida de agua del sistema, mientras que F_1 y F_2 corresponden a la entrada y salida de la mezcla respectivamente.

$$F_1 - F_{13} = F_2$$

Ecuación 4.2

Para calcular la cantidad de agua a evaporar (F_{13}), resulta necesario establecer la fracción de humedad en base seca acorde a la siguiente ecuación:

$$X_{bs} = \frac{X_{bh}}{1 - X_{bh}}$$

Ecuación 4.3

Donde:

X_{bh} : Fracción de humedad en base húmeda, 0,1 [kg agua/kg mezcla húmeda]

X_{bs} : Fracción de humedad en base seca, [kg agua/kg mezcla seca]

Una vez obtenido el porcentaje en base seca (aproximadamente un 11%), es posible determinar la cantidad de agua evaporada desde el hollejo así como también el agua evaporada desde la semilla, mediante el siguiente método.

$$\text{Agua evaporada desde el hollejo} = 2552,50 \left[\frac{\text{kg agua}}{\text{día}} \right] - 1701,67 \left[\frac{\text{kg masa seca}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{11}{100} \left[\frac{\text{kg agua}}{\text{kg masa seca}} \right]$$

$$\text{Agua evaporada desde el hollejo} = 2365,3 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

Considerando que la masa de los demás componente permanecen constantes, la corriente de salida de la etapa de secado (F_2) tendrá la composición indicada en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7: Composición de los flujos de la operación de secado

Componente	F_1 [kg/día]	F_{13} [kg/día]	F_2 [kg/día]
Hollejo húmedo	4254,17	2365,3	1888,87
Agua	2552,50	2365,3	187,2
Orujo	978,46	0	978,46
Terpenos glicosilados	0,023	0	0,023
Fructosa	361,60	0	361,60
Glucosa	342,80	0	342,82
Sacarosa	18,78	0	18,78
Semilla húmeda	1835,13	144,42	1690,71
Agua	311,97	144,42	167,55
Aceite	183,51	0	183,51
Fibra	954,27	0	954,27
Proteínas	146,81	0	146,81
Carbohidratos	146,81	0	146,81
Cenizas	55,05	0	55,05
Total	6089,3	2509,72	3579,58

Balance de energía en la operación de secado

Para hacer un balance de energía adecuado se supondrá un sistema de secado adiabático. Esta operación considera lo siguiente:

- Calor necesario para evaporar agua
- Calor para llevar los sólidos a la temperatura de salida del secador
- Calor para llevar el agua a la temperatura de evaporación
- Calor para llevar el agua evaporada a la temperatura de salida del secador

- Calor aportado por el enfriamiento del aire seco
- Calor aportado por el enfriamiento del agua asociada al aire de entrada
- Calor de pérdida por el equipo

Para facilitar los cálculos, se supondrá que el agua evapora a la misma temperatura de salida de los sólidos (McCabe, Smith y Harriott, 2007a). Las pérdidas de calor se estimarán entre un 5% y un 15%, producto de los fenómenos de intercambio entre el equipo y el medio ambiente (Peters, Timmerhaus y West, 2003). Con estas consideraciones el balance de energía para la operación queda expresado en la Ecuación 4.4 (Peters et al. 2003):

$$Q_s = m_e \cdot \left(\frac{1}{1 + X_e} \right) \cdot C p_s \cdot (T_s^s - T_e^s) + m_e \cdot \left(\frac{X_e - X_s}{1 + X_e} \right) \cdot (h_v - h_l) + m_e \cdot \left(\frac{X_s}{1 + X_e} \right) \cdot C p_a \cdot (T_s^s - T_e^s)$$

Ecuación 4.4

Donde:

Q_s : Calor requerido para realizar la operación de secado, [kJ/día]

m_e : Flujo másico de mezcla a la entrada del secador (F_1), 6089,3 [kg/día] (Tabla 4.7)

X_s, X_e : Fracción de agua en base seca a la salida y entrada

$C p_s$: Capacidad calorífica de la mezcla, [kJ/kg·°C]

$C p_a$: Capacidad Calorífica del agua, 4,186[kJ/kg·°C]

T_s^s, T_e^s : Temperatura de la mezcla a la entrada y salida, [°C]

h_v : Entalpía del vapor a la temperatura de salida del aire, [kJ/kg]

h_l : Entalpía del agua a la temperatura de entrada al secador, [kJ/kg]

El cálculo de la capacidad calorífica es ejemplificado en el Apéndice B. Por otro lado, la temperatura de entrada de la mezcla (T_s^s) es una suposición, mientras que la temperatura de salida (T_e^s) se fija en 50 [°C] para evitar daños a los terpenos. El dato de entalpía del agua a la temperatura de entrada (h_l) puede ser extraído desde tablas de vapor, sin embargo, no se puede definir la entalpía del vapor a la temperatura de salida del aire (h_v) ya que esta temperatura es desconocida. La Tabla 4.8, resume los datos utilizados para este balance.

Tabla 4.8: Datos utilizados en el balance del secador rotatorio

Parámetro	Valor
m_e [kg/día]	6083,3
Cp_s [kJ/kg·°C]	2,88
X_e	0,89
X_s	0,11
T_s^s [°C]	50
T_e^s [°C]	15
h_l [kJ/kg]	84

Reemplazando estos datos en la Ecuación 4.4 se obtiene:

$$Q_s = 413173,26 + 4278,96 \cdot (h_v - 84)$$

Ecuación 4.5

La cantidad de aire requerido para la operación de secado (Q_s) se estima mediante el balance de energía que debe ser suministrada o equivalente a aquella perdida por el enfriamiento del aire. Esto queda expresado de la siguiente manera (Peters et al. 2003):

$$Q_s = 0,9 \cdot m_g \cdot Cp_g \cdot (T_e^g - T_s^g)$$

Ecuación 4.6

Donde:

Q_s : Calor requerido para realizar la operación de secado, [kJ/día]

M_g : Flujo másico de aire, [kg/día]

Cp_g : Capacidad calorífica del aire, 1 [kJ/kg·°C]

T_s^g, T_e^g : Temperatura de salida y entrada del aire, [°C]

El factor 0,9 en esta ecuación es por la consideración de las pérdidas en el secador por las paredes (Peters et al. 2003). Se supondrá que el aire sale del sistema a una temperatura de 60[°C], por lo

tanto, se obtiene el valor de la entalpía del vapor a la salida del sistema (h_v), desde una tabla de vapor, el cual es de 2573 [kJ/kg], de esta manera reemplazando este valor en la Ecuación 4.5, se obtiene un calor de 11063,52 [tonJ/día].

El flujo másico de aire puede ser determinado con la Ecuación 4.7 (Peters et al. 2003).

$$m_g = G \cdot A_c$$

Ecuación 4.7

Donde:

m_g : Flujo másico de aire, [kg/día]

G : Velocidad másica superficial del aire [kg/día·m²]

A_c : Área transversal del secador, [m²]

El área transversal de secado se obtiene del diseño del equipo en el capítulo 5 (0,78 [m²]), mientras que se utilizará el valor promedio de G para este tipo de secadores, el cual es 3 [kg/s·m²] (Peters et al. 2003), lo que es equivalente a a 259200 [kg/día·m²]. Con esto se obtiene un flujo másico de aire de 202176 [kg/día]. Si se reemplazan estos valores obtenidos en Ecuación 4.6, se puede determinar la temperatura de entrada del aire, resultando 120 [°C].

Una vez fijadas las condiciones de operación y el flujo másico de aire, se puede determinar el cambio de humedad del aire mediante el balance de masa, expresado en la Ecuación 4.8.

$$m_g \cdot (X_s^a - X_e^a) = F_{ss} \cdot (X_e - X_s)$$

Ecuación 4.8

Donde:

m_g : Flujo másico de aire, 202176 [kg/día]

X_s, X_e : Fracción de humedad en base seca a la salida y entrada, 0,11 y 0,89 [kg_{agua}/kg_{mezcla seca}]

F_{ss} : Flujo másico de sólidos secos, 3224,83 [kg/día]

X_s^a, X_e^a : Fracción de humedad en el aire a la salida y entrada

Las características de entrada del aire dependen directamente de las condiciones climáticas del lugar geográfico, para esto la Tabla 4.9 resume las propiedades del aire en Vicuña. El dato de humedad absoluta fue determinado mediante la carta psicométrica (Apéndice C) utilizando como entrada el dato de temperatura y humedad relativa.

Tabla 4.9: Condiciones del aire en Vicuña, adaptado de Fiebig-Wittmaack, Pérez, Lazo y Cepeda (2009)

Parámetro	Valor
Temperatura [°C]	21,5
Humedad relativa [%]	65
Humedad Absoluta [$\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{aireseco}}$]	0,01

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.8 se obtiene una humedad en el aire a la salida del secador igual a 0,02 [$\text{kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{aire}}$].

4.3.2 Separación

En esta operación se considera una eficiencia del 100% de separación según proveedor, por lo que la masa total de entrada en la corriente F_2 sólo se dividirá en dos flujos (F_3 y F_{10}), a partir de los cuales se dará inicio a ambos procesos: recuperación de aromas y producción de aceite de semilla de uva (ver Figura 4.2).

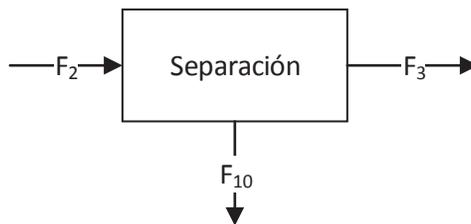


Figura 4.2: Diagrama de la operación de separación

Balance de masa de la operación de separación

Considerando la Figura 4.2, el balance de masa global de la operación queda de la siguiente forma:

$$F_2 = F_3 + F_{10}$$

Ecuación 4.9

Por lo tanto, en la Tabla 4.10 se establecen los flujos totales correspondientes.

Tabla 4.10: Flujos globales correspondientes a la operación de separación

Componente	F ₂ [kg/día]	F ₃ [kg/día]	F ₁₀ [kg/día]
Hollejo húmedo	1888,87	1888,87	0
Semilla húmeda	1690,71	0	1690,71
Total	3579,58	1888,87	1690,71

De acuerdo a la información otorgada por proveedores, el funcionamiento de este equipo no genera cambios importantes en la temperatura, por lo tanto, se considerará que se mantiene la temperatura de entrada (50 [°C]).

4.4 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AROMAS

4.4.1 Molienda

La Figura 4.3 representa la operación de molienda con sus respectivos flujos. Esta operación no altera la composición de las corrientes, sino que sólo permite la reducción del tamaño de las partículas, además se considerará un porcentaje de pérdidas del 5% (Moenne, 2008).

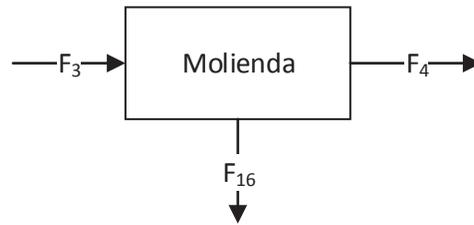


Figura 4.3: Diagrama de la operación de molienda

Balance de masa en la operación de molienda

La Tabla 4.11 describe las composiciones de los flujos de entrada y salida para esta operación.

Tabla 4.11: Composición de los flujos de entrada y salida en la operación de molienda

Componente	F ₃ [kg/día]	F ₄ [kg/día]
Hollejo húmedo	1888,87	1794,41
Agua	187,2	177,84
Orujo	978,46	929,54
Terpenos glicosilados	0,023	0,0222
Fructosa	361,60	343,52
Glucosa	342,80	325,66
Sacarosa	18,78	17,85

Balance de energía en la operación de molienda

Considerando que parte de la potencia instalada del equipo se disipa a la mezcla en forma de calor según la siguiente expresión:

$$Q_d = F_3 \cdot Cp_s \cdot T_s - F_3 \cdot Cp_e \cdot T_e$$

Ecuación 4.10

Donde:

Q_d : Calor disipado, [kJ/día]

F_3 : Flujo másico de mezcla que ingresa al molino, 1888,87 [kg/día]

C_{p_e} : Capacidad calorífica de la mezcla a la temperatura que entra al molino, 1,96 [kJ/kg·°C]

C_{p_s} : Capacidad calorífica de la mezcla a la temperatura que sale del molino, [kJ/kg·°C]

T_e : Temperatura de la mezcla al ingresar al molino, 50 [°C]

T_s : Temperatura de la mezcla al salir del molino, [°C]

De acuerdo a las especificaciones técnicas del equipo, detalladas en la sección 5.3.1, la potencia instalada es de 5,5 [kW] equivalentes a 7,4 [hp]. Ingresando con este dato en la gráfica del Apéndice D para motores tipo estándar, se estima una eficiencia del 81%. De esta forma la cantidad de energía disponible para aumentar la temperatura de la mezcla es de 3762 [kJ/día].

Las capacidades caloríficas de la mezcla dependen de la temperatura a la cual se encuentra la misma, por tanto, han sido calculadas de acuerdo al procedimiento detallado en el Apéndice B. De esta manera, y considerando que C_{p_s} está en función de T_s , se determina que:

$$3762 = 1888,87 \cdot C_{p_s}(T_s) \cdot T_s - 1888,87 \cdot 1,96 \cdot 50$$

Esta ecuación fue resuelta utilizando la herramienta Solver de Excel, la cual arrojó que la temperatura a la que sale la mezcla del molino es de 51 [°C] y $C_{p_s} = 1,96$ [kJ/kg·°C].

4.4.2 Extracción

La operación de extracción tiene como objetivo la solubilización de los azúcares, y por ende precursores aromáticos ligados presentes en el hollejo, que no lograron ser extraídos durante la etapa de maceración del proceso de elaboración de pisco. El diagrama correspondiente a la operación de extracción se presenta en la Figura 4.4.

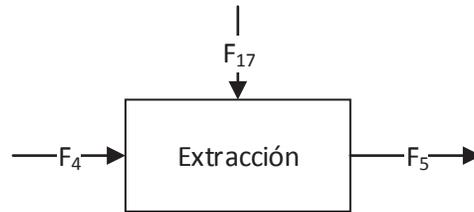


Figura 4.4 :Diagrama de la operación de extracción

De acuerdo a la información entregada por la Gerencia de Producción e Innovación de Capel (James Báez, comunicación personal, junio 2015), la composición del hollejo a la salida de la etapa de maceración es la que se presenta en la Tabla 4.12.

Tabla 4.12 : Composición del hollejo húmedo posterior a la etapa de maceración

Compuesto	Fracción [kg/kg]
Agua	0,69
Orujo	0,29
Azúcar residual	0,02

Dado que la masa de orujo permanece constante a la entrada y salida de la etapa, se tiene que:

$$\text{azúcar residual} = 929,54 \left[\frac{\text{kg masa seca}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{2\%}{29\%} \left[\frac{\text{kg azúcar residual}}{\text{kg de masa seca}} \right]$$

$$\text{azúcar residual} = 64,10 \left[\frac{\text{kg azúcar residual}}{\text{día}} \right]$$

En base a estos datos, es posible determinar el porcentaje de extracción de azúcares, teniendo en cuenta la siguiente ecuación:

$$\% \text{ extracción} = \frac{\text{azúcar extraída}}{\text{azúcar total}} = \frac{\text{azúcar total} - \text{azúcar residual}}{\text{azúcar total}}$$

La masa de azúcar extraída es la siguiente:

$$\text{azúcar extraída} = 687,05 \left[\frac{\text{kg azúcar}}{\text{día}} \right] - 64,10 \left[\frac{\text{kg azúcar}}{\text{día}} \right]$$

$$\text{azúcar extraída} = 622,94 \left[\frac{\text{kg azúcar}}{\text{día}} \right]$$

$$\% \text{ extracción} = \left(\frac{622,94}{687,05} \right) \cdot 100 = 90,67\%$$

Para la determinación de los compuestos que se solubilizan durante la operación de extracción se tendrán en consideración las siguientes suposiciones:

- El porcentaje de extracción de azúcares alcanzado en la operación de extracción del proceso de producción de aromas, es igual al porcentaje de extracción obtenido en la etapa de maceración
- La glucosa, fructosa y sacarosa presentes en el hollejo se extraen en la misma proporción
- El porcentaje de extracción de terpenos glicosilados es igual al porcentaje de extracción de azúcares

En base a lo anterior la masa de terpenos glicosilados que se logra solubilizar corresponde a:

$$\text{terpenos glicosilados solubles} = 0,0222 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{91}{100} = 0,02 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

El cálculo del agua de extracción adicional se determinó en base a las solubilidades de los azúcares en agua a 20°C, presentadas en la Tabla 4.13.

Tabla 4.13: Solubilidad de glucosa, fructosa y sacarosa en agua a 20°C

Azúcar	Solubilidad [g/L]	Referencia
Glucosa	470	www.merckmillipore.com
Fructosa	790	www.merckmillipore.com
Sacarosa	203	(Browne, 1912)

Se utilizará la solubilidad de la glucosa para representar la solubilidad de la mezcla total de azúcares, considerando además un porcentaje de ajuste del 20%, de manera de asegurar la solubilización de los compuestos.

$$\text{solubilidad} = \frac{\text{masa soluto}}{\text{volumen solvente}} \left[\frac{g}{l} \right]$$

$$\text{solubilidad azúcares} = \frac{\text{masa azúcares totales}}{\text{volumen agua total}} \left[\frac{g}{l} \right]$$

$$470 \left[\frac{g}{l} \right] \cdot \frac{1}{1000} \left[\frac{kg}{g} \right] = \frac{622,94}{\text{volumen agua total}} \left[\frac{kg}{\text{día} \cdot l} \right]$$

Despejando la ecuación anterior, se obtiene que:

$$\text{volumen agua total} = 1325,40 \left[\frac{l}{\text{día}} \right]$$

$$\text{volumen agua adicional} = 1325,40 \left[\frac{l}{\text{día}} \right] - 177,82 \left[\frac{l}{\text{día}} \right]$$

$$\text{volumen agua adicional} = 1147,58 \left[\frac{l}{\text{día}} \right]$$

Por lo tanto, se necesitan 1147,58 litros diarios de agua para lograr la solubilización de la glucosa. No obstante, para asegurar la solubilización de los compuestos de interés, se considerará un porcentaje de ajuste del 20%. De esta forma la masa de agua adicional será la siguiente:

$$masa\ agua\ adicional = 1147,58 \left[\frac{l}{día} \right] \cdot 1,2 = 1377,1 \left[\frac{kg}{día} \right]$$

Las composiciones de cada una de las corrientes correspondientes a la operación de extracción se detallan en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14: Composición de los flujos de entrada y salidas de la operación de extracción

Componente	F ₄ [kg/día]	F ₁₇ [kg/día]	F ₅ [kg/día]
Agua	177,82	0	177,82
Orujo	929,54	0	929,54
Terpenos glicosilados	0,0222	0	0,0021
Fructosa	343,52	0	32,05
Glucosa	325,66	0	30,38
Sacarosa	17,85	0	1,66
Fructosa soluble	0	0	311,47
Glucosa soluble	0	0	295,29
Sacarosa soluble	0	0	16,18
Terpenos glicosilados solubles	0	0	0,021
Agua adicional	0	1377,1	1377,1
Total	1794,41	1377,1	3171,51

Balance de energía en la operación de extracción

Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor

La potencia de mezclado, para fluidos sin aireación, depende básicamente de la velocidad de agitación, del diámetro y geometría del impulsor, y de las propiedades de la mezcla como viscosidad y densidad. La relación entre estas variables se expresa, generalmente, en términos adimensionales como el número de Reynolds modificado (Re_i). Definido como:

$$Re_i = \frac{N_i \cdot D_i^2 \cdot \rho_m}{\mu}$$

Ecuación 4.11

Donde:

N_i : Velocidad de agitación, 0,33 [rps] (sección 5.3.2)

D_i : Diámetro del impulsor, 1,47 [m] (sección 5.3.2)

ρ : Densidad de la mezcla, [kg/m³]

μ : Viscosidad de la mezcla [Pa]

La densidad de la mezcla se puede estimar de acuerdo a la Ecuación 4.12:

$$\frac{1}{\rho} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

Ecuación 4.12

Donde:

x_i : Fracción másica de cada componente de la mezcla, [kg/kg]

ρ_i : Densidad de cada componente, [kg/m³]

En la Tabla 4.15 se presentan las densidades de cada compuesto y las fracciones másicas de los mismos, de acuerdo a los flujos expuestos en la Tabla 4.14.

Tabla 4.15: Fracción másica y densidad de los compuestos a mezclar en la operación de extracción

Compuesto	Fracción másica [kg/kg]	Densidad [kg/m ³]	Referencia
Orujo	0,29	1650	www.magrama.gob.es
Glucosa	0,10	1540	www.winklerltda.cl
Fructosa	0,11	1690	www.merckmillipore.cl
Sacarosa	0,01	1587	www.winklerltda.cl
Agua	0,49	1000	-

Reemplazando los datos de la Tabla 4.15 en la Ecuación 4.12, se obtiene que la densidad de la mezcla (ρ_m) 1247 [kg/m³].

Dado que no se cuenta con los antecedentes necesarios, se considerará que la mezcla tiene una viscosidad similar a la de un jarabe de azúcar, equivalente a 10⁵ [cP]. Conocido este parámetro, la densidad y sustituyendo los parámetros anteriormente determinados (N_i , D_i) en la Ecuación 4.11, se obtiene que $Re_i = 8,89$.

El valor obtenido para el número de Reynolds indica que la mezcla se encuentra en régimen laminar (Doran, 2013), con un $Re_i < 10$, por lo que el cálculo de potencia queda determinado por las siguientes dos ecuaciones:

$$N_p = \frac{K_L}{Re_i}$$

Ecuación 4.13

$$P = K_L \cdot N_i \cdot D_i^3 \cdot \mu$$

Ecuación 4.14

La correlación entre el número de Reynolds (Re_i) y el número de potencia (N_p) ha sido determinada experimentalmente para distintas configuraciones de agitación, entre ellas, tanques agitados con

impulsor de cinta helicoidal con o sin deflectores. Ingresando a la gráfica presentada en el Apéndice E con el Re_i calculado, se obtiene un N_p igual a 8, y por lo tanto un K_L igual a 71,12.

Evaluando los valores de N_p y K_L en la Ecuación 4.14 se obtiene que la potencia de agitación requerida (P) es de 7455,2 [W].

Considerando que la mayoría de los impulsores funcionan en base a energía eléctrica, para una velocidad de agitación dada, la potencia requerida dependerá de la resistencia que ofrece el fluido a la rotación del impulsor (calculada anteriormente). Dado que la fricción producida en el motor provoca una reducción en la energía transmitida al fluido, la potencia eléctrica consumida por el motor siempre será mayor que la potencia de agitación necesaria, de acuerdo a la eficiencia de cada unidad (Doran, 2013).

La eficiencia de un motor es la relación entre la potencia mecánica de salida y la potencia eléctrica de entrada. Este es el concepto más importante desde el punto de vista del consumo de energía y del costo de operación de un motor eléctrico. La eficiencia se puede expresar de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{\text{Potencia mecánica de salida}}{\text{Potencia eléctrica de entrada}}$$

Ecuación 4.15

Al reemplazar la potencia requerida como la potencia mecánica de salida en la Ecuación 4.15 y estimando una eficiencia del 70% (Ver Apéndice D), la potencia eléctrica del motor resulta ser de 10650,3 [W] equivalente a 14,3 [hp]. Los resultados de esta sección se detallan en la Tabla 4.16.

Tabla 4.16: Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor requerida para el tanque de extracción

Parámetro	Valor
Potencia de agitación [W]	7455,2
Potencia eléctrica del motor [W]	10650,3

Sistema de calefacción del tanque de extracción

Para que la difusión de azúcares desde el hollejo hacia el medio sea efectiva, el agua de extracción debe encontrarse a 70 [°C] durante una hora de operación, por lo tanto, se hace necesaria la implementación de un sistema de calentamiento capaz de controlar la temperatura. Como se especifica en la sección 5.3.2, el sistema de calefacción diseñado corresponde a una chaqueta externa como intercambiador de calor.

Pérdidas de calor

El calor perdido en un tanque de agitación se puede evaluar considerando las pérdidas de calor por las paredes del cuerpo cilíndrico, suponiendo que la pared alcanza la temperatura constante de la mezcla y que la temperatura ambiente también se mantiene constante (Acevedo, 2002). Bajo estas consideraciones se tiene:

$$Q_p = h \cdot \pi \cdot D_t \cdot H_L \cdot (T_{op} - T_a)$$

Ecuación 4.16

Donde:

Q_p : Calor perdido por las paredes del tanque agitado, [kcal/día]

h : Coeficiente de convección del aire alrededor, 25 [kcal/h·m²·°C] (Acevedo, 2002)

D_t : Diámetro del tanque, 1,48 [m] (sección 5.3.2)

H_L : Altura de líquido al interior del tanque, 1,48 [m] (sección 5.3.2)

T_{op} : Temperatura de extracción, 70[°C]

T_a : Temperatura ambiente en temporada de verano, 20[°C] (Fiebig-Wittmaack et al. 2009)

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.16 se obtiene que $Q_p = 8482,3$ [kcal/día] equivalente a 35456,01 [kJ/día]. Dado que el calor aportado por el sistema de agitación es despreciable, se deberá disponer de una chaqueta capaz de transmitir 35456,01 [kJ/día].

Temperatura de entrada del agua al tanque de extracción

Se sabe que la operación de extracción de azúcares debe llevarse a cabo a una temperatura de 70 [°C] durante 60 [min] utilizando agua como solvente. Sin embargo, la mezcla de hollejos provenientes del molino se encuentra a 51 [°C], por lo que el agua de extracción debe ingresar a una temperatura superior a la requerida por la operación.

Por lo tanto, para determinar la temperatura a la cual debe calentarse el agua en el intercambiador de calor previo a su ingreso al tanque de extracción, es necesario definir la cantidad de calor sensible que ésta cederá a la mezcla para elevar su temperatura hasta los 70 [°C].

El calor sensible adquirido por la mezcla se puede expresar en base a la siguiente ecuación:

$$Q_s = F_4 \cdot C_{p2} \cdot T_2 - F_4 \cdot C_{p1} \cdot T_1$$

Ecuación 4.17

Donde:

F_4 : Flujo másico que ingresa al tanque de extracción, 1794,41 [kg/día]

C_{p1} : Capacidad calorífica de la mezcla a la temperatura de salida del molino, 1,961 [kJ/kg·°C]

C_{p2} : Capacidad calorífica de la mezcla a la temperatura de operación, 1,983 [kJ/kg·°C]

T_1 : Temperatura de la mezcla a la salida del molino, 51 [°C]

T_2 : Temperatura de operación, 70 [°C]

Ambas capacidades caloríficas fueron calculadas siguiendo el procedimiento de cálculo ejemplificado en el Apéndice B, suponiendo que durante el tiempo que demora aumentar la temperatura de la mezcla, la composición de la misma se mantiene constante.

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.17 se obtiene que el calor adquirido por la mezcla, es decir, por el hollejo húmedo, es igual a 69621,3 [kJ/día].

Del mismo modo, el calor cedido por el agua, equivalente al calor ganado por la mezcla, se puede expresar como:

$$Q_w = F_{17} \cdot \Delta h_w$$

Ecuación 4.18

Donde:

Q_w : Calor cedido por el agua, [kJ/día]

F_{17} : Flujo másico de agua utilizado para la extracción, 1377,12 [kg/día]

Δh_w : Variación de entalpía específica del agua, [kJ/kg]

La variación de entalpía del agua puede calcularse a partir del polinomio de su capacidad calorífica, evaluado entre la temperatura inicial del agua (T_w) y la temperatura final de la mezcla, 70 [°C].

$$\Delta h_w = \int_{T_w}^{70[^\circ\text{C}]} (4,1762 - 9,0864 \cdot 10^{-5} \cdot T + 5,4731 \cdot 10^{-6} \cdot T^2) dT$$

Ecuación 4.19

Se sabe que la temperatura inicial del agua, es decir, la temperatura a la cual debe ser calentada en el intercambiador de calor, es superior a 70 [°C], ya que sólo de esta forma será capaz de ceder el calor requerido para aumentar la temperatura de la mezcla. Además, el calor cedido se representa con un signo negativo para poder igualarlo al calor sensible calculado anteriormente.

$$-Q_w = F_{17} \cdot \int_{T_w}^{70[^\circ\text{C}]} (4,1762 - 9,0864 \cdot 10^{-5} \cdot T + 5,4731 \cdot 10^{-6} \cdot T^2) dT = Q_s$$

Ecuación 4.20

Resolviendo la Ecuación 4.18 se concluye que la temperatura a la cual debe calentarse el agua en el intercambiador de calor es de 82 [°C].

Calor a suministrar

La determinación del calor a suministrar al agua para elevar su temperatura desde 15 [°C] - temperatura a la que se suele encontrar el agua de pozo- a 82 [°C] se puede calcular a través de la variación de su entalpía, de acuerdo la siguiente ecuación:

$$Q_S = F_{17} \cdot C_{p_{prom}} \cdot \Delta T$$

Ecuación 4.21

Donde:

Q_S : Calor suministrado al agua en el intercambiador de calor, [kJ/día]

$C_{p_{prom}}$: Capacidad calorífica del agua a la temperatura promedio, 4,185 [kJ/kg·°C]

ΔT : Diferencia de temperatura, 67 [°C]

Mediante la Ecuación 4.21 se estima que el calor a suministrar al agua en el intercambiador de calor (Q_S) es 386137,56 [kJ/día].

Así mismo, si se considera que se utilizará vapor a 100 [°C] como medio de calefacción, el calor cedido por este se puede calcular de la siguiente forma:

$$Q_v = V_v \cdot \lambda_v$$

Ecuación 4.22

Donde:

Q_v : Calor cedido por el vapor en el intercambiador de calor, [kJ/día]

V_v : Flujo de vapor condensante, [kg/día]

λ_v : Calor latente de vaporización del vapor a 100 [°C], 2676,1 [kJ/kg] (Singh y Heldman, 2014).

Si se asume que no existen pérdidas de calor, el calor cedido por el vapor es igual al calor requerido por el agua de calentamiento, y así $V_v = 144,3$ [kg/día].

De forma paralela, suponiendo que no existen pérdidas de masa, el flujo de líquido saturado a la salida será igual al flujo de vapor condensante alimentado, y, por ende, se contará con 144,3 [kg/día] de agua a una temperatura relativamente menor de los 100 [°C] iniciales (aproximadamente de 95 [°C]), que podrá ser utilizada en la chaqueta de calentamiento diseñada anteriormente.

No obstante, dado que la chaqueta de calentamiento opera por mayor tiempo para mantener la temperatura del estanque, el intercambiador de calor operará durante todo el ciclo de extracción, y aquellos flujos restantes serán destinados de retorno a la caldera.

4.4.3 Filtrado

La Figura 4.5 es una representación de la operación de filtrado. La corriente F_5 es el flujo de salida proveniente de la operación de extracción, la cual contiene los compuestos de interés solubilizados y los restos sólidos agotados. La corriente F_{18} corresponde a la torta de separación, es decir, el material que queda retenido en el filtro. Finalmente, la corriente F_6 representa el permeado resultante, compuesto por agua, terpenos y azúcares solubilizados.

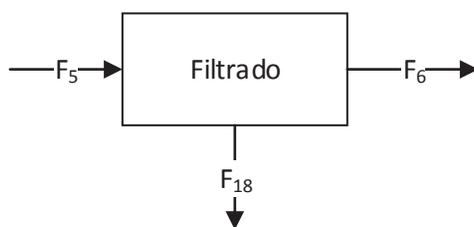


Figura 4.5: Diagrama de la operación de filtrado

Para esta operación se consideró un rendimiento de separación del 70% (Moenne, 2008), lo que equivale a decir que un 30% del agua —y los componentes solubilizados en ella— quedan retenidos

en la torta de filtración. Además, se trabajará bajo la suposición que el 100% del orujo forma parte de los sólidos remanentes. Los resultados de la operación se resumen en la Tabla 4.17.

Tabla 4.17: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de separación

Componente	F_5 [kg/día]	F_{18} [kg/día]	F_6 [kg/día]
Agua	177,82	53,35	124,88
Orujo	929,54	929,54	0
Terpenos glicosilados	0,0021	0,002	0
Fructosa	32,05	32,05	0
Glucosa	30,38	30,38	0
Sacarosa	1,66	1,66	0
Fructosa soluble	311,47	93,44	218,03
Glucosa soluble	295,27	88,59	206,68
Sacarosa soluble	16,18	4,85	11,33
Terpenos glicosilados solubles	0,020	0,0060	0,014
Agua adicional	1377,17	413,14	963,98
Total	3171,58	1707,02	1524,91

4.4.4 Hidrólisis enzimática

La Figura 4.6 representa la operación de hidrólisis enzimática. Esta operación tiene por objetivo la liberación de los precursores aromáticos ligados a los azúcares.

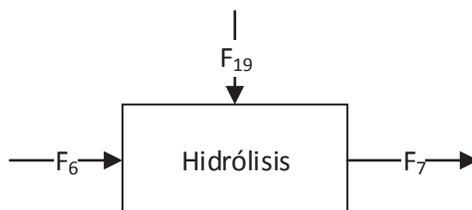


Figura 4.6: Diagrama de la operación de hidrólisis enzimática

En el diagrama anterior la corriente F_{19} representa la enzima inmovilizada utilizada para llevar a cabo la reacción. Sin embargo, dado que el catalizador se dispondrá en el reactor para luego ser reutilizado, se considerará que su masa de entrada y salida es la misma, y no será determinada en esta sección.

Para la determinación de la masa de glucosa y terpenos liberados se estimó un porcentaje de conversión de 90% teniendo en consideración las siguientes suposiciones:

- Por cada mol de terpeno se libera un mol de glucosa
- No hay liberación de fructosa ni sacarosa

Por lo tanto, la masa de precursores aromáticos hidrolizados se calcula de la siguiente manera:

$$\text{terpenos liberados} = \text{terpenos glicosilados solubles} \cdot \frac{\% \text{conversión}}{100}$$

$$\text{terpenos liberados} = 0,014 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{90}{100} = 0,0126 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right]$$

En la Tabla 4.18 se detalla peso molecular y fracción molar de los compuestos de interés, para el cálculo del peso molecular promedio de los precursores.

Tabla 4.18: Peso molecular y fracción molar de los principales terpenos presentes en la uva Moscatel

Compuesto	Peso molecular [g/mol]	Fracción molar [mol/mol]
Linalol	154,25	0,36
Geraniol	154,25	0,32
Nerol	154,25	0,11
Diendiol I	170	0,22

Con los datos de la Tabla 4.18 se determina el peso molecular promedio de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\overline{PM} = \sum_{i=1}^n PM_i \cdot x_i$$

$$\overline{PM} = 154,25 \cdot (0,36 + 0,32 + 0,11) + 170 \cdot 0,22$$

$$\overline{PM} = 157,65 \left[\frac{g}{mol} \right]$$

En consecuencia, se tiene que:

$$terpenos \text{ liberados} = \frac{0,0126 \left[\frac{kg}{día} \right]}{157,65 \left[\frac{kg}{kmol} \right]} \cdot \frac{1000 \left[\frac{mol}{kmol} \right]}{1} = 0,080 \left[\frac{mol}{día} \right]$$

$$glucosa \text{ liberada} = 0,080 \left[\frac{mol}{día} \right]$$

$$glucosa \text{ liberada} = 0,080 \left[\frac{mol}{día} \right] \cdot \frac{1 \left[\frac{kmol}{mol} \right]}{1000} \cdot 180 \left[\frac{kg}{kmol} \right] = 0,0144 \left[\frac{kg}{día} \right]$$

Las composiciones de las corrientes de esta operación se presentan en la Tabla 4.19. Es importante destacar que los compuestos libres, siguen siendo compuestos solubles en el medio, pero ya no se encuentran unidos por el enlace.

Tabla 4.19: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de hidrólisis enzimática

Componente	F ₆ [kg/día]	F ₇ [kg/día]
Terpenos glicosilados solubles	0,014	0,0014
Fructosa soluble	218,03	218,03
Glucosa soluble	206,68	206,68
Sacarosa soluble	11,33	11,33
Terpenos libres	0	0,0126
Glucosa libre	0	0,0144
Agua	1088,86	1088,86
Total	1524,9	1524,9

Balance de energía al reactor

Enfriamiento de la mezcla hasta la temperatura de operación

La mezcla que ingresa al reactor enzimático proviene de la operación de filtración. En dicha operación se ha estimado que la temperatura del fluido disminuye entre 10 – 20 [°C] en relación a su temperatura inicial, debido a los largos tiempos de espera entre la operación de los equipos. Para efectos de diseño, se trabajará considerando que la mezcla entrante se encuentra a 50 [°C], es decir, 10 [°C] menos que la temperatura de operación de esta última operación.

Se ha decidido que la reacción enzimática se llevará a cabo a 10 [°C], de manera de disminuir la posibilidad de contaminación con microorganismos que promuevan reacciones de fermentación en el sistema, pero a la vez cuidando no comprometer gravemente la actividad del catalizador, logrando alcanzar altos grados de conversión en tiempos de operación reducidos.

De esta forma, el calor a retirar del sistema se puede determinar de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$Q_r = m \cdot Cp_1 \cdot T_1 - m \cdot Cp_2 \cdot T_2$$

Ecuación 4.23

Donde:

m: Masa de mezcla en el reactor, 1525 [kg/día]

Cp₁: Capacidad calorífica de la mezcla a T₁, [kJ/kg·°C]

Cp₂: Capacidad calorífica de la mezcla a T₂, [kJ/kg·°C]

T₁: Temperatura de entrada, 50 [°C]

T₂: Temperatura de operación, 10 [°C]

Las capacidades caloríficas 1 y 2 de la mezcla fueron determinadas de acuerdo al procedimiento de cálculo presentado en el Apéndice B, considerando que la composición másica de la mezcla es 71%

de agua y 29% de azúcares, respaldado por los balances de masa realizados para la operación. Así, se obtiene que $C_{p1} = 3,44$ [kJ/kg·°C] y $C_{p2} = 3,42$ [kJ/kg·°C].

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.23, se estima que la cantidad de calor a retirar para alcanzar la temperatura de operación es de 210145 [kJ/día].

Mantención de la mezcla a la temperatura de operación

Una vez alcanzada la temperatura de operación, dado que ésta es relativamente menor a la temperatura del entorno, habrá una ganancia de calor por parte del reactor, determinada a partir del flujo de calor que atraviesa las paredes del equipo. Si se supone que la pared alcanza la temperatura constante de la mezcla y que la temperatura ambiente también se mantiene constante (Acevedo, 2002), se tiene que:

$$Q_g = h \cdot \left[\pi \cdot D_t \cdot H_L + 2 \cdot \pi \cdot \left\{ \frac{\left(\frac{D_t^2}{4} \right)^{1/6} + 2 \cdot \left(\frac{D_t^2}{8} \right)^{1/6}}{3} \right\}^6 \right] \cdot (T_a - T_{op})$$

Ecuación 4.24

Donde:

Q_g : Calor ganado por las paredes del tanque agitado, [kcal/día]

h : Coeficiente de convección del aire alrededor, 25 [kcal/h·m²·°C] (Acevedo, 2002)

D_T : Diámetro del tanque, 1,20 [m] (sección 5.3.4)

H_L : Altura de líquido al interior del tanque, 1,20 [m] (sección 5.3.4)

T_{op} : Temperatura de operación, 10[°C]

T_a : Temperatura ambiente en temporada de verano, 20[°C] (Fiebig-Wittmaack et al. 2009)

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.24 se obtiene que $Q_g = 1441,16$ [kcal/día] equivalente a 6024,05 [kJ/día]. A este valor, se le debe agregar la cantidad de calor aportada por el sistema de

agitación, correspondiente a 3,6 [kJ/día]. De esta forma, el calor total a retirar para mantener la temperatura de operación constante durante el tiempo del es de 6027,65 [kJ/día].

Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor

Al igual que la potencia determinada para la agitación del tanque de extracción, la potencia requerida en el reactor depende directamente del impulsor seleccionado, de la geometría del tanque y de las propiedades físicas del fluido en cuestión. De forma tal que:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

Ecuación 4.25

La forma de estimar el número de potencia correspondiente (N_p), varía según el tipo de régimen en el que se encuentra sometido el fluido. Por lo tanto, resulta necesario calcular el número de Reynolds modificado respectivo al sistema:

$$Re_i = \frac{N_i \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu}$$

Ecuación 4.26

Donde:

N_i : Velocidad de agitación, 8,33 [rps]

D_i : Diámetro del impulsor, 0,39 [m]

ρ : Densidad de la mezcla, [kg/m³]

μ : Viscosidad de la mezcla, [kg/m·s]

La densidad de la mezcla se estima de acuerdo a la Ecuación 4.12 presentada en la sección anterior, obteniendo que $\rho = 1122,9$ [kg/m³].

Por su parte, la viscosidad de la mezcla puede ser calculada –en el caso de suspensiones diluidas– considerando que la fase dispersa son esferas rígidas y que la fase continua es un fluido newtoniano. De esta manera, la variación de la viscosidad de la fase continua (agua) por la presencia de una fase dispersa (azúcares) se puede calcular utilizando la Ecuación de Einstein, descrita en la Ecuación 4.27:

$$\mu' = \mu \cdot (1 + 2,5 \cdot \phi)$$

Ecuación 4.27

Donde:

μ' : Viscosidad de la mezcla resultante, [cP]

μ : Viscosidad de la fase continua, [cP]

ϕ : Fracción volumétrica de los sólidos, 20 [%v/v]

La viscosidad de la fase continua, en este caso agua, a 10 [°C] (temperatura de operación del reactor enzimático) es igual 1 [cP], equivalente a $1 \cdot 10^{-3}$ [kg/m·s]. Reemplazando los datos en la Ecuación 4.27, la viscosidad de la mezcla estimada (μ') es igual 1,5 [cP].

Evaluando todos los valores, el número de Reynolds (Re_i) resultante es de 948470,95, asegurando un régimen turbulento en el reactor. Ingresando con este valor en la gráfica del Apéndice E hasta la línea correspondiente a una turbina rushton, se obtiene $N_p = 8$.

Finalmente, sustituyendo los datos en la Ecuación 4.25, se determina que la potencia de agitación requerida es igual a 46847,78 [W]. Sin embargo, teniendo en cuenta que la potencia de agitación es menor a los requerimientos del motor, se tiene que:

$$P_T = \frac{f_c \cdot P \cdot n_i}{\eta}$$

Ecuación 4.28

Donde:

P_T : Potencia total del motor, [W]

P: Potencia de agitación, 6973,08 [W]

n_i : Número de impulsores, 2

f_c : Factor de corrección geométrica

η : Eficiencia del motor, 82% (Apéndice D)

En este caso, el factor de corrección geométrica (f_c) se considera igual a 1, ya que el dimensionamiento del tanque se realizó utilizando las relaciones típicas de diseño para estos equipos. Así, la potencia requerida por el motor es de 17007,5 [W], equivalente a 22,8 [hp], de los cuales 3601,35 [W] son disipados en forma de calor al fluido. Los resultados obtenidos en esta sección se detallan en la Tabla 4.20.

Tabla 4.20: Potencia de agitación y potencia eléctrica del motor requeridas para la operación de hidrólisis enzimática

Parámetro	Valor
Potencia de agitación [W]	6973,08
Potencia eléctrica del motor [W]	17007,5

4.4.5 Concentración de aromas

La Figura 4.7 corresponde al esquema de la operación de concentración de aromas.

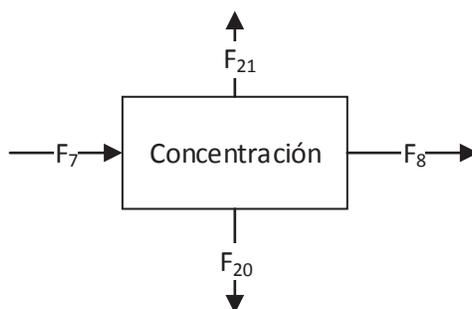


Figura 4.7: Diagrama de la operación de concentración

Se consideró que se logra recuperar el 100% de los terpenos libres presentes en la mezcla de entrada. Los resultados se presentan en la Tabla 4.21.

Tabla 4.21: Composición de los flujos de entrada y salida de la operación de concentración

Componente	F_7 [kg/día]	F_{20} [kg/día]	F_8 [kg/día]	F_{21} [kg/día]
Terpenos glicosilados solubles	0,0014	0	0	0,0014
Fructosa soluble	218,03	0	0	218,03
Glucosa soluble	206,68	0	0	206,68
Sacarosa soluble	11,33	0	0	11,33
Terpenos libres	0,0126	0	0,0126	0
Glucosa libre	0,0144	0	0	0,0144
Agua	1088,86	1088,86	0	0

4.5 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ACEITE

4.5.1 Molienda

La Figura 4.8 representa la operación de molienda de semillas, donde la corriente F_{22} representa las pérdidas de masa, por otro lado las corrientes F_{10} y F_{11} representan los flujos de entrada y salida, respectivamente. El balance de masa y energía de esta operación será el mismo desarrollado en la sección 4.4.1.

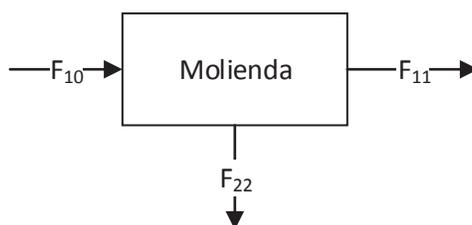


Figura 4.8: Diagrama de la operación de molienda

Balance de masa en la operación de molienda

La Tabla 4.22, especifica los flujos máxicos de los componentes para las corrientes involucradas, considerando que en la operación de molienda se genera alrededor de un 5% de pérdidas (Moenne, 2008).

Tabla 4.22: Composición de los flujos en la operación de molienda.

Componente	F ₁₀ [kg/día]	F ₂₂ [kg/día]	F ₁₁ [kg/día]
Agua	167,55	8,38	159,17
Aceite	183,51	9,17	174,34
Proteínas	146,81	7,34	139,47
Fibra	954,27	47,72	906,55
Ceniza	55,05	2,75	52,30
Carbohidratos	146,81	7,34	139,47
Otros	34,86	1,83	34,87
Total	1690,71	84,54	1606,17

Balance de energía de la operación de molienda

El roce generado en este tipo de equipos tiende a generar un aumento de la temperatura de las semillas. Para determinar esta temperatura, se debe desarrollar el balance de energía del equipo considerando la relación de calor sensible, es decir, un aumento de temperatura sin cambio de fase (Ecuación 4.29).

$$Q = m_s \cdot Cp_s \cdot T_s - m_e \cdot Cp_e \cdot T_e$$

Ecuación 4.29

Donde:

Q: Calor disipado, [kJ/día]

m_s, m_e: Flujo de entrada y salida de semillas, [kg/día]

T_e, T_s: Temperatura de entrada y salida de semillas, [°C]

C_{p_e} , C_{p_s} : Capacidad calorífica de las semillas a la entrada y salida [$\text{kJ}/\text{kg}_{\text{sh}} \cdot ^\circ\text{C}$]

Para determinar el calor disipado se debe considerar el consumo de energía del equipo seleccionado (capítulo 5, sección 5.4.1) y la eficiencia del motor, para esto se consideró una eficiencia de motor estándar de 90% (Apéndice D) y se calculó el tiempo de operación (t_{op}) según el flujo capaz de tratar el equipo. En este caso, el flujo de entrada del equipo se puede ajustar hasta 2 [ton/h], por lo tanto, se ajustará la capacidad en 1,7 [ton/h].

$$t_{op} = \frac{1690,71[\text{kg}/\text{día}]}{1700[\text{kg}/\text{h}]} = 0,99 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right]$$

Con este dato, se puede calcular el consumo en [$\text{kJ}/\text{día}$], considerando la eficiencia del motor.

$$Q = 74,57 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right] \cdot 3600 \left[\frac{\text{s}}{\text{h}} \right] \cdot 0,99 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] (1 - 0,9) = 26576,75 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{día}} \right]$$

Las capacidades caloríficas de las corrientes de entrada (C_{p_e}) y salida (C_{p_s}) deben ser determinadas según la temperatura y composición, como ejemplifica el Apéndice B. En este caso como no hay evaporación de agua la composición se mantiene, pero la temperatura cambia, por lo tanto la capacidad calorífica a la salida (C_{p_s}) queda en función de T_s . La Tabla 4.23 muestra la composición utilizada para determinar las capacidades caloríficas por componente según la temperatura y la composición de las semillas, las tres corrientes involucradas tienen la misma composición suponiendo que no hay evaporación de agua y que sólo se genera un cambio en el tamaño de partícula.

Tabla 4.23: Fracción másica de las corrientes en la molienda

Componente	Fracción másica [kg/kg]
Agua	0,099
Aceites	0,109
Proteínas	0,087
Fibra	0,564
Cenizas	0,033
Carbohidratos	0,087

Según lo anterior, la capacidad calorífica a la entrada es de 2,08 [kJ/kg·°C]. Considerando que la temperatura a la entrada del molino es de 50[°C], es decir, la misma temperatura de salida del separador y los datos anteriores la Ecuación 4.29 queda:

$$26576,75 = 1690,71 \cdot (Cp_s \cdot T_s - 2,08 \cdot 50)$$

Ecuación 4.30

Como ya se había mencionado, la capacidad calorífica a la salida (Cp_s) está en función de la temperatura de salida, por lo tanto, se vuelve necesario ingresar esta ecuación y la Ecuación 4.30 en un Solver, obteniendo que la corriente sale a de 57,35[°C].

4.5.2 Calentamiento

La Figura 4.9 representa la operación de calentamiento de las semillas. Como en esta operación las semillas son sometidas a 100[°C] para lograr una completa inactivación de las enzimas, la coagulación de las proteínas, entre otras cosas, se debe considerar que se producirá evaporación de agua (Guerra, 2001) la cual es representada por la corriente F_{23} .

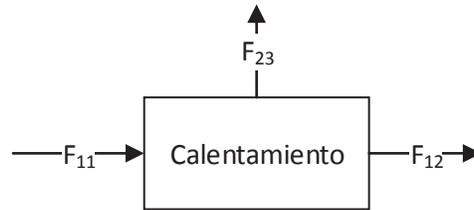


Figura 4.9: Diagrama de la operación de calentamiento

El equipo seleccionado para esta operación es un secador de bandejas (ver capítulo 3, sección 3.4.1). Debido a la operación de este equipo (carga manual), se va a considerar que las semillas bajan 20[°C] durante la carga del material, es por eso que la temperatura de entrada es de 37,18[°C].

Primeramente, es necesario determinar el tiempo de operación, para esto se debe determinar el tiempo de calentamiento, es decir el tiempo que tomará elevar la temperatura de la semilla desde 37,18[°C] a 100[°C]. Con este fin se supondrá que las partículas que provienen del molino, corresponden a esferas de diámetro 0,6 [mm] y que la transferencia de calor se puede representar como en la Ecuación 4.31 y su solución en la Ecuación 4.32 (McCabe et al. 2007b).

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{k}{\rho \cdot C_p} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right)$$

Ecuación 4.31

$$\frac{T_s - T_b}{T_s - T_a} = 0,608e^{-9,87 \cdot F_0} + 0,152e^{-39,5 \cdot F_0} + 0,0676e^{-88,8 \cdot F_0} + \dots$$

Ecuación 4.32

Donde:

T_s : Temperatura en la superficie, 100[°C]

T_a : Temperatura inicial, 37,18[°C]

T_b : Temperatura local en el sitio x y tiempo t_r , [°C]

F_0 : Número de Fourier

El número de Fourier, se puede expresar como en la Ecuación 4.33.

$$F_0 = \frac{\alpha \cdot t_T}{r_m^2}$$

Ecuación 4.33

Donde:

A: Difusividad térmica, [m²/s]

t_T: Tiempo de calentamiento, [s]

r_m: Radio de la esfera, [m]

Si F₀ es mayor a 0,1 los demás términos de la Ecuación 4.32 se pueden despreciar. Asumiendo esto, y despejando el tiempo de calentamiento, la solución queda:

$$t_T = \left(\frac{r_m^2}{9,87 \cdot \alpha} \right) \cdot \ln \left(\frac{0,608(T_s - T_a)}{T_s - T_b} \right)$$

Ecuación 4.34

Para determinar el tiempo de calentamiento se utilizó como dato de la difusividad térmica de la semilla de palta (Singh y Heldman, 2014) que corresponde a 1,29·10⁻⁷ [m²/s]. De esta manera el tiempo para que T_b sea muy cercana a T_s es 4,2 [s]. Para comprobar que los demás términos de la serie eran efectivamente despreciables en la Ecuación 4.32, se recalcula F₀.

$$F_0 = \frac{1,29 \cdot 10^{-7} \cdot 4,2}{(3 \cdot 10^{-4})^2} = 6,02 > 0,1$$

Por lo tanto, se puede asegurar que el tiempo de calentamiento es despreciable en comparación con los 20 [min] de mantención de temperatura, y este corresponde al tiempo de operación (t_{op}).

Balance de masa en la operación de calentamiento

En primera instancia se debe realizar el balance de masa al agua evaporada, lo cual se expresa en la Ecuación 4.35:

$$G(Ha_2 - Ha_1) = F_{ss}(Has_1 - Has_2)$$

Ecuación 4.35

Donde:

G: Flujo de aire, [kg_{aire seco}/día]

Ha₁, Ha₂: Humedad absoluta del aire a la entrada y salida respectivamente, [kg_{agua}/kg_{aire seco}]

F_{ss}: Flujo de sólido seco, 1447 [kg_{ss}/día]

Has₁, Has₂: Humedad absoluta de las semillas la entrada y salida del proceso, [kg_{agua}/kg_{ss}]

El flujo de sólidos secos fue extraído del balance de masa (ver capítulo 5, sección 5.4.2). La humedad absoluta del aire a la entrada del secador (Ha₁) corresponde a 0,01 [kg_{agua}/kg_{aire seco}] (ver Tabla 4.9). Por otro lado, la humedad absoluta de las semillas a la entrada (Has₁) es 0,11 [kg_{agua}/kg_{ss}] y la humedad de salida (Has₂) se fija en 0,093 [kg_{agua}/kg_{ss}], ya que según Smith, Agrawal y Sarkar (1993) esta es la humedad óptima para la extracción por prensa.

Reemplazando estos datos, la Ecuación 4.35 queda:

$$G \cdot (Ha_2 - 0,01) = 1447 \cdot (0,11 - 0,093)$$

Ecuación 4.36

Por lo que se vuelve necesario establecer el balance de energía para resolver esta ecuación.

Balance de energía en la operación de calentamiento

Para realizar el balance de energía a la operación de secado adiabático se deben realizar en primer lugar una serie de suposiciones:

- Durante la mayor parte del proceso la temperatura de secado corresponde a la temperatura de saturación adiabática, entendiéndose ésta como la temperatura de equilibrio que alcanza una mezcla de gas y líquido en condiciones adiabáticas
- El sólido que ingresa al secador alcanza rápidamente la temperatura de saturación adiabática
- El calor sensible requerido para elevar la temperatura del agua desde su temperatura de entrada hasta la temperatura de evaporación resulta despreciable en comparación con el calor de vaporización del agua
- La evaporación del agua ocurre a la temperatura de salida del sólido (100 [°C])
- Los cambios de entalpía sufridos por el agua que no se evapora y/o por el sólido, son despreciables en comparación con los cambios sufridos por el aire y el agua evaporada
- El aire ingresa al sistema a una temperatura de 150 [°C]
- El aire sale del sistema a la temperatura de saturación adiabática y su contenido de humedad corresponde a la humedad de saturación

Para realizar el balance de energía al proceso de calentamiento se debe tener presente que la condición de sistema adiabático impone que no haya pérdida ni ganancia de calor y ya que el aire se retira saturado, el sistema se encuentra en equilibrio y éste se puede expresar por medio de un balance de calor, donde la entalpía del gas que ingresa es igual a la entalpía del gas que se retira, si se toma como referencia la temperatura de saturación adiabática (Nonhebel y Moss, 1979) esto se expresa en la Ecuación 4.37.

$$(Cp_{aire} + Cp_{vapor} \cdot Ha_1) \cdot (T - T_s) + Ha_1 \cdot \lambda_s = Ha_2 \cdot \lambda_s$$

Ecuación 4.37

Donde:

$C_{p_{\text{aire}}}$: Capacidad calorífica del aire, 1 [kJ/kg·°C].

$C_{p_{\text{vapor}}}$: Capacidad calorífica del vapor, 1,96 [kJ/kg·°C]

H_{a1} : Humedad absoluta del aire a la entrada, 0,01 [kg_{agua}/kg_{aire seco}]

H_{a2} : Humedad absoluta del aire a la salida, [kg_{agua}/kg_{aire seco}]

T: Temperatura de entrada del aire al secador, 150 [°C]

T_s : Temperatura de saturación adiabática, 100 [°C]

λ_s : Calor latente de vaporización del agua a la temperatura de saturación adiabática, 2258,67 [kJ/kg]

(Apéndice F)

Desde esta relación se puede extraer la humedad relativa del aire a la salida (H_{a2}), siendo igual a 0,032 [kg_{agua}/kg_{aire seco}]. Reemplazando este dato en la Ecuación 4.36, se puede calcular el flujo de aire necesario (G), con lo que resulta 410 [kg_{aire seco}/día]. La Tabla 4.24, presenta las composiciones de las corrientes involucradas en la operación de calentamiento.

Si se considera que se utilizará vapor a 100 [°C] como medio de calefacción, el calor cedido por este se puede calcular de la siguiente forma:

$$Q_v = V \cdot \lambda_v$$

Ecuación 4.38

Donde:

Q_v : Calor cedido por el vapor, [kJ/día]

V: Flujo de vapor, [kg/día]

λ_v : Calor latente de vaporización del vapor a 100 [°C], 2676,1 [kJ/kg] (Singh y Heldman, 2014).

Además, asumiendo que no hay pérdidas de calor ni masa, el vapor requerido es de aproximadamente 92 [kg/día].

Tabla 4.24: Composición de las corrientes en la operación de calentamiento

Componente	F_{11} [kg/día]	F_{23} [kg/día]	F_{12} [kg/día]
Agua	159,17	24,6	134,57
Aceite	174,34	0	174,34
Proteínas	139,47	0	139,47
Fibra	906,55	0	906,55
Ceniza	52,30	0	52,3
Carbohidratos	139,47	0	139,47
Otros	34,87	0	34,87
Total	1606,17	24,6	1581,57

4.5.3 Extracción

La Figura 4.10 representa la operación de extracción por prensado. Desde esta operación se obtiene como resultado harina (F_{24}) y el aceite (F_{13}).

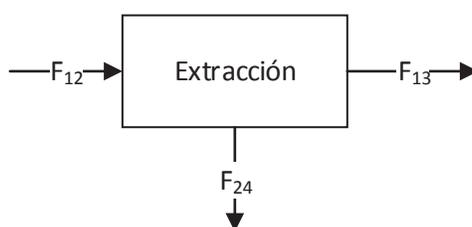


Figura 4.10: Diagrama de la operación de extracción

Balance de masa en la operación de extracción

La Ecuación 4.39 representa el balance de masa global para esta operación.

$$F_{24} + F_{13} = F_{12}$$

Ecuación 4.39

En este caso, el calentamiento anterior de la materia prima a 100[°C] por 20 minutos (operación de calentamiento) permite obtener rendimientos de extracción de 65 a 75% (National Sustainable Agriculture Information Service, 2008), es por eso que para los cálculos se considerará un rendimiento de extracción de 75%. Adicional a esto, se debe tener en cuenta que algunos sólidos remanentes son obtenidos junto con el aceite, y estos representan alrededor del 3,9% de los sólidos en las semillas de alimentación a la operación de extracción (Cefla, 2005). Por otro lado, para este balance se estimó que el agua en las semillas es agua ligada, y que por lo tanto no puede ser extraída desde las pepas de uva. La composición de las corrientes se presenta en la Tabla 4.25.

Tabla 4.25: Composición de las corrientes en la extracción

Componente	F ₁₂ [kg/día]	F ₂₄ [kg/día]	F ₁₃ [kg/día]
Agua	134,57	134,57	0
Aceite	174,34	43,59	130,75
Proteínas	139,47	134,03	5,44
Fibra	906,55	871,19	35,36
Cenizas	52,3	50,26	2,04
Carbohidratos	139,47	134,03	5,44
Otros	34,87	33,51	1,36
Total	1581,57	1401,18	180,39

Balance de energía en la operación de extracción

En esta operación es necesario determinar el cambio de temperatura en las corrientes de salida, para eso se utiliza la relación de calor sensible. En este caso, se tienen tres corrientes con composiciones distintas a la salida y entrada, por lo tanto, el balance de energía quedaría expresado como muestra la Ecuación 4.40.

$$Q_E = ((m \cdot Cp \cdot T)_{F_{24}} + (m \cdot Cp \cdot T)_{F_{13}}) - ((m \cdot Cp \cdot T)_{F_{12}})$$

Ecuación 4.40

Donde:

Q_E : Calor disipado, [kJ/día]

m : Flujo másico de la corriente, [kg/día]

T : Temperatura de la corriente, [°C]

C_p : Capacidad calorífica de la corriente, [kJ/kg·°C]

El calor que se disipa depende de la eficiencia del motor y el consumo del equipo. En el caso de la extracción se considera una eficiencia de motor estándar igual a 88% (Apéndice D) y consumo de equipo de 30 [kW] por equipo. Considerando también un tiempo de operación de 2,45 [h/día] el calor resulta:

$$Q_E = 30 \left[\frac{kJ}{s} \right] \cdot 3600 \left[\frac{s}{h} \right] \cdot 2,45 \left[\frac{h}{día} \right] \cdot (1 - 0,88) = 31752 \left[\frac{kJ}{día} \right]$$

En este caso para simplificar se considerará la capacidad calorífica es constante con la temperatura, por lo que se determinó la capacidad calorífica de cada corriente en función de 80 [°C] y utilizando el procedimiento del Apéndice B (Tabla 4.26).

Tabla 4.26: Capacidades caloríficas de las corrientes en la operación de extracción

Componente	F_{12}	F_{24}	F_{23}
C_p [kJ/kg·°C]	2,102	2,042	2,104

Utilizando estos datos, los flujos másicos obtenidos desde el balance de masa y además considerando que la temperatura de entrada de las semillas es 80 [°C] (suponiendo que baja 20 [°C] en el proceso de descarga del secador), la temperatura de las corrientes de salida resulta ser 92 [°C].

REFERENCIAS CAPÍTULO 4

- Acevedo, F. (2002). Transferencia de masa, momento y calor en fermentaciones. En F. Acevedo, J. C. Gentina y A. Illanes (eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica* (pp. 217 - 251). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Browne, C. A. (1912). The Disaccharides. In C. Browne (ed.), *A Handbook of Sugar Analysis* (pp. 64-730). New York: John Wiley & Sons.
- Cefla, K. (2005). *Diseño de una planta para la extracción del aceite vegetal comestible de las semillas de chía (Salvia Hispánica), mediante prensado*. Proyecto para optar al título de Ingeniero Agroindustrial. Facultad de Ingeniería Química y Agroindustrial, Escuela Politécnica Nacional.
- Doran, P. (2013). Mixing. In P. Doran (ed.), *Bioprocess Engineering Principles* (pp. 255 - 344). Amsterdam: Elsevier.
- Fiebig-Wittmaack, M., Pérez, C. y Lazo, E. (2009). Aspectos climáticos del Valle de Elqui. En J. Cepeda (ed.), *Los sistemas naturales de la cuenca del río Elqui (Región de Coquimbo, Chile): Vulnerabilidad y cambio del clima* (pp. 59 – 80). La Serena: Ediciones Universidad de La Serena.
- Guerra, E. (2001). *Extracción de aceite de pepa de uva, con tecnología enzimática*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007a). Secado de sólidos. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriott (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 835 - 875). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007b). Transferencia de calor por conducción. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriott (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 315 - 340). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Moenne, M. (2008). *Balances de masa durante la vinificación de Sauvignon Blanc*. Tesis para optar al grado de magíster en ciencias de la ingeniería, Escuela de Ingeniería, Pontificia Universidad Católica de Chile.
- National Sustainable Agriculture Information Service. (2008, Noviembre). *Oilseed processing for small-scale producers* (Processing Guide). Estados Unidos: J. Bachmann.

- Nonhebel, G., y Moss, A. (1979). Teoría simplificada del secado de sólidos. En G. Nonhebel y A. Moss (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 9 - 51). Barcelona: Reverté.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D & West, R. E. (2003). Separation equipment – design and cost. In M. S. Peters, K. D. Timmerhaus & R. E West, *Plant design and economics for chemical engineers* (pp. 754 - 873). New York: McGraw-Hill.
- Singh, P. & Heldman, D. (2014). Appendices. In P. Singh & D. Heldman (eds.), *Introduction to Food Engineering* (pp. 793 - 849). Amsterdam: Elsevier.
- Smith, D. D., Agrawal, Y. C., Sarkar, B. C. & Singh, B. P. N. (1993). Enzymatic hydrolysis pretreatment for mechanical expelling of soybeans. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 70, 885-890.
- Tobar, P. (2003). *Extracción de aceite y recuperación de antioxidante de pepa de uva*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Wilson, B., Strauss, R. & Williams, J. (1986). The distribution of free and glycosidically-bound monoterpenes among skin, juice, and pulp fractions of some white grapes varieties. *American Journal of Enology and Viticulture*, 37, 107-111.

CAPÍTULO 5

DISEÑO, ESTIMACIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

El objetivo de este capítulo es diseñar y seleccionar cada uno de los equipos necesarios para llevar a cabo las distintas etapas involucradas en el proceso. A partir de esto, se tendrá conocimiento del tiempo de operación total y por lo tanto, se podrá definir una organización eficiente de la planta productiva. Por su parte, el dimensionamiento y selección de los equipos es fundamental para la determinación de los costos, los cuales permitirán realizar posteriormente la evaluación económica del proyecto.

Al igual que el capítulo anterior, la información se agrupará de acuerdo a las cuatro etapas fundamentales: Recepción, acondicionamiento, producción de aromas y aceite.

5.1 RECEPCIÓN

5.1.1 Bodega de recepción

Para mantener las propiedades y características de la mezcla de entrada se propone utilizar un contenedor refrigerado capaz de conservar la temperatura entre -1 y 0 [°C], la cual corresponde al rango de temperatura óptima para almacenar uvas (Dossat y Horan, 2002). Este tipo de equipos se presentan en dos dimensiones estándar de 20 y 40 [pie] de largo. Por lo tanto, se debe determinar en primer lugar el volumen aproximado de materia prima a almacenar. Para esto se tomaron las siguientes consideraciones:

- Se recibirá un flujo máximo de 6089,3[kg/día] (ver sección 4.2.5)
- La densidad de esta mezcla es de aproximadamente 1250,25 [kg/m³] (Apéndice G)
- 80% de volumen útil en el almacenamiento

En base a esto, se estima un volumen mínimo para el contenedor de 6,1 [m³] y se seleccionó entonces el contenedor capaz de cubrir esta demanda de volumen, seleccionando con eso el tamaño estándar de 20 [pie] de largo (ver Figura 5.1), cuyas características se presentan en la Tabla 5.1. Además de esto se consideró que la holgura de este equipo, permite ubicar la materia prima en contenedores, dando al mismo tiempo una adecuada movilidad a los operarios.

Tabla 5.1: Características de los contenedores refrigerados

Parámetro	Valor
Modelo	Reefers 20'
Marca	Contenedores Patagonia
Largo [m]	6,058
Ancho [m]	2,438
Alto [m]	2,591
Capacidad volumétrica [m ³]	28
Capacidad neta de carga [kg]	21950
Reango de temperatura [°C]	-30 a 30
Consumo [kW]	6



Figura 5.1: Contenedor refrigerado. Extraído de www.containerspatagonia.cl

5.2 ACONDICIONAMIENTO

5.2.1 Secador rotatorio

Para realizar la selección del secador rotatorio se eligió desde una lista de proveedores de acuerdo a las condiciones de operación y las necesidades del proceso presentadas en el balance de masa y en el diseño que se presenta a continuación.

En bibliografía existen diversos métodos de diseño, en este caso, el diseño se basa en el determinado por Ulrich (1986) y Peters, Timmerhaus y West (2003). Este procedimiento determina las dimensiones mediante una serie de datos conocidos y especificados para este tipo de equipos, es decir, frente a un número de datos conocidos se estima si las dimensiones calculadas corresponden a las dimensiones de un equipo real. En la Tabla 5.2 se especifican las características y condiciones para secadores rotatorios típicos.

Tabla 5.2: Características de secadores rotatorios típicos, adaptado de Peters et al. (2003)

Parámetro	Rango
Diametro (D) [m]	1-3
Largo (L) [m]	4-20
Razón largo/diámetro (L/D)	4-6
Velocidad de sólidos (v_s) [m/s]	0,02-0,1
Fracción de área transversal ocupada por el sólido (f_s)	0,1-0,15
Velocidad del gas [m/s]	0,3-1
Coefficiente de transferencia de calor (U) [kJ/s·m ² ·°C]	0,06·G ^{0,67}
Velocidad másica superficial de aire (G) [kg/s·m ²]	0,5-5
Eficiencia térmica [%]	55-75

Para iniciar el diseño del equipo, se debe calcular un área y diámetros aproximados del secador, para esto se utiliza la Ecuación 5.1 .

$$A_c = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{A_s}{f_s} = \frac{\left(\frac{m}{\rho_s \cdot v_s}\right)}{f_s}$$

Ecuación 5.1

Donde:

A_c : Área transversal del secador, [m²]

D: Diámetro del secador, [m]

A_s : Área transversal ocupada por los sólidos [m²]

f_s : Fracción del área transversal ocupada por los sólidos

m: Flujo másico de sólidos que ingresan al secador, [kg/s]

ρ_s : Densidad de la mezcla, [kg/m³]

v_s : Velocidad del sólidos, [m/s]

Para los cálculos iniciales se establecieron algunos parámetros dentro de los rangos expuestos en la Tabla 5.2. y se determinó la densidad de la mezcla a la entrada del proceso según el procedimiento que se presenta en el Apéndice G. Para determinar el flujo de sólidos en la entrada (m) se debe fijar el tiempo de operación y para estas estimaciones iniciales se fija este en 1 [h]. Con estos datos es posible determinar el área transversal y diámetro del secador. Los parámetros utilizados y resultados obtenidos se presentan en La Tabla 5.3.

Tabla 5.3: Variables usadas en el diseño del secador (1)

Parámetro	Valor
Densidad mezcla (ρ_s) [kg/m ³]	1504,9
Flujo másico de sólidos (m) [kg/s]	1,67
Velocidad de sólidos (v_s) [m/s]	0,02
Fracción del área transversal (f_s)	0,1
Diámetro (D) [m]	0,84
Área transversal (A_c) [m ²]	0,55

Si realizamos el diseño de esta manera el diámetro del equipo queda fuera de rango, por lo tanto, se fijará este dato en 1 [m] y se recalculará el flujo de sólidos junto con los demás datos, para así

calcular el tiempo de operación. La Tabla 5.4 expone los resultados de este procedimiento y los datos finalmente utilizados.

Tabla 5.4: Variables usadas en el diseño del secador (2)

Parámetro	Valor
Densidad mezcla (ρ_s) [kg/m ³]	1504,9
Flujo másico de sólidos (m) [kg/s]	2,34
Velocidad de sólidos (v_s) [m/s]	0,02
Fracción del área transversal (f_s)	0,1
Tiempo de operación [h]	0,71
Diámetro (D) [m]	1
Área transversal (A_c) [m ²]	0,78

Debido a que los secadores rotatorios proveen a los sólidos de una buena agitación y exposición al medio de calentamiento, se considera que el secado está controlado por la transferencia de calor, siendo despreciable el fenómeno de transferencia de masa (Peters et al. 2003). Es por esta razón que el fenómeno de secado se relaciona con el calor, como muestra la Ecuación 5.2.

$$Q_s = U \cdot A \cdot \Delta T_{log}$$

Ecuación 5.2

Donde:

Q_s : Calor requerido para realizar la operación de secado, [kJ/s]

U: Coeficiente global de transferencia de calor en el equipo de secado, [kJ/s·m²]

ΔT_{log} : Diferencia media logarítmica de temperaturas, [°C]

A: Área total disponible para la transferencia de calor, [m²]

De la Tabla 5.2 se extrae la relación para determinar el coeficiente global de transferencia de calor en el equipo de secado, la cual también se expresa en la Ecuación 5.3.

$$U = 0,06 \cdot G^{0,67}$$

Ecuación 5.3

Donde:

U: Coeficiente global de transferencia de calor en el equipo de secado, [kJ/s·m²]

G: Velocidad másica superficial del aire, [kg/día·m²]

Por otra parte, la velocidad másica superficial del aire se puede determinar por medio de la Ecuación 5.4 (Peters et al. 2003).

$$G = \frac{4 \cdot m_g}{\pi \cdot D^2} \cdot \frac{1}{(1 - 0,125)}$$

Ecuación 5.4

Donde:

G: Velocidad másica superficial del aire, [kg/s·m²]

m_g: Flujo másico de aire, [kg/día]

D: Diámetro del secador, [m]

Si se reemplaza la Ecuación 5.3 y Ecuación 5.4, en la Ecuación 5.2, se obtiene una expresión para determinar la longitud del secador, la cual está expresada en la Ecuación 5.5 (Peters et al. 2003).

$$L = \frac{Q_s}{0,2326 \cdot m_g^{0,67} \cdot \Delta T_{log}}$$

Ecuación 5.5

Donde:

m_g: Flujo másico de aire, [kg/s]

Q_s: Calor requerido para realizar la operación de secado, [kJ/s]

ΔT_{log}: Diferencia media logarítmica de temperaturas, [°C]

Por otra parte, la diferencia media logarítmica se define como la Ecuación 5.6.

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_e^g - T_{w_e}^g) - (T_s^g - T_{w_s}^g)}{\ln\left(\frac{T_e^g - T_{w_e}^g}{T_s^g - T_{w_s}^g}\right)}$$

Ecuación 5.6

Donde:

ΔT_{log} : Diferencia media logarítmica de temperaturas, [°C]

T_e^g, T_s^g : Temperatura bulbo seco del aire a la entrada y salida del secador, 111,3[°C] y 50[°C]

$T_{w_e}^g, T_{w_s}^g$: Temperatura bulbo húmedo del aire a la entrada y salida del secador, [°C]

Las temperaturas del aire fueron determinadas en el balance de energía y su correspondiente temperatura de bulbo húmedo se determina mediante una carta psicométrica utilizando la temperatura de bulbo seco y la humedad. De esta forma, las temperaturas de bulbo húmedo son 34[°C] y 30[°C] para entrada y salida, respectivamente. La Tabla 5.5 muestra los datos utilizados para calcular la longitud del secador y el resultado obtenido.

Tabla 5.5: Datos utilizados para calcular longitud del secador y resultado obtenido

Parámetro	Valor
m_g [kg/s]	79,09
Q_s [kJ/s]	2594,5
ΔT_{log} [°C]	44,24
L [m]	14

El material a secar posee un tiempo de residencia estimado dentro del secador rotatorio que se determina mediante la siguiente Ecuación 5.7 (Peters et al. 2003).

$$\theta_r = \frac{v_d \cdot f_s \cdot \rho_s}{m}$$

Ecuación 5.7

Donde:

θ_r : Tiempo de residencia del material dentro del secador, [s]

V_d : Volumen manto cilíndrico del secador, 10,9 [m³]

f_s : Fracción del área transversal ocupada por los sólidos, 0,1

ρ_s : Densidad de la mezcla, 1504,9 [kg/m³]

m : Flujo másico de sólidos que ingresan al secador, 2,34 [kg/s]

Con lo cual se obtiene un tiempo de residencia de 11,68 [min]. Además el número de deflectores se puede estimar mediante la Ecuación 5.8 (Moyers y Baldwin, 1999).

$$N_{deflectores} = 3 \cdot D$$

Ecuación 5.8

Resultando entonces, 3 deflectores.

Existe un criterio económico que indica si un tipo de secador rotatorio resulta económico, este factor debe variar entre 1,5 y 2,5 de esta forma se asegura una operación conveniente. Este factor son las unidades de transferencia de calor (N_t) el cual se expresa en la Ecuación 5.9 (McCabe, Smith y Harriott, 2007a).

$$N_t = \ln \frac{T_e^g - T_v}{T_s^g - T_v}$$

Ecuación 5.9

Donde:

N_t : Unidades de transferencia

T_s^g , T_e^g : Temperatura de salida y entrada del aire, 60 y 96,4[°C]

T_v : Temperatura de evaporación del agua, 50 [°C]

De esta forma considerando los datos anteriores se obtiene un N_t igual a 1,53, lo que indica que las temperaturas utilizadas están dentro de los rangos que se considera económicamente positivos. Los parámetros obtenidos a partir del diseño del secador, se presentan en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6: Resultados del diseño del secador de tambor rotatorio

Parámetro	Valor
Flujo másico de sólidos [kg/s]	2,34
Diámetro [m]	1
Longitud [m]	14
Número de deflectores	3
Tiempo de residencia [min]	11,68
N_t	1,53

El criterio de selección de este equipo se basa en las temperaturas de operación y la capacidad del equipo. En este caso, se considera una temperatura de entrada del aire de 96,4 [°C] y se necesita tratar aproximadamente 6 [ton] en un día, incluyendo además el requerimiento de que el equipo cumpla con las características antes calculadas. Bajo este contexto, se seleccionó un secador rotatorio de origen chino. Sus características principales están expuestas en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7: Características del secador de tambor rotatorio seleccionado

Parámetro	Valor
Modelo	HG1,2-15
Marca	Shanghai Daiwo Machinery Technology
Capacidad [ton/h]	2-6
Temperatura del aire de entrada [°C]	≤700
Velocidad de Rotación [rpm]	3-8
Potencia total [kW]	11
Peso [ton]	14,8
Diámetro exterior (D) [m]	1,2
Largo (L) [m]	15
Volumen [m ³]	17
Número de deflectores (N)	4
Tiempo de operación [h]	1
Número de equipos	1

El consumo de potencia para el proceso de secado corresponde a aquel invertido en la generación de los gases de combustión a la temperatura antes indicada, producto del consumo de combustible y aquella energía que se requiere en el movimiento de la carcasa del secador.

La cantidad de combustible requerido en el secado puede ser estimada mediante la Ecuación 5.10 (Zomosa,1983):

$$C_d = \frac{Q_T \cdot 1,2}{HHV}$$

Ecuación 5.10

Donde:

C_d : Consumo de combustible de diseño, [kg/s]

Q_t : Calor total requerido para realizar la operación de secado, [kJ/s]

HHV: Poder calorífico superior del combustible, [kJ/kg]

La ecuación señalada anteriormente considera la modificación del uso del poder calorífico superior, esto sólo a modo de aproximación para el cálculo del consumo de combustible a cambio de usar el poder calorífico inferior, lo cual se recomienda para este tipo de cálculos. Para este proceso se ha considerado el uso de un combustible tipo fuel oil número 6 o gasoil N°6. Este combustible es usualmente usado en los quemadores para el secador rotatorio (Moyers y Baldwin, 1999). Aunque existen combustibles más económicos, se considera como conservador el valor que pueda proporcionar el uso de este combustible en el análisis económico. Las características de este combustible se presentan en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8: Características del Gasoil N°6 (Ulrich, 1986).

Característica	Valor
HHV [GJ/m ³]	42
Densidad [kg/m ³]	970

En base al poder calorífico y el calor total requerido para la operación se estima un consumo de combustible de 30,6 [kg/día].

5.2.2 Separador neumático

El principal criterio en este caso es la capacidad del separador, por lo tanto se seleccionó un equipo que cumpliera con los requerimientos necesarios en esta etapa, la Tabla 5.9 especifica datos técnicos del equipo seleccionado, presentado en la Figura 5.2.

Tabla 5.9: Características de separador neumático

Parámetro	Valor
Modelo	5XJC-3
Marca	Shijiazhuang Sanli Grain Sorting Machinery Co. Ltda
Capacidad [ton/h]	3
Largo · Ancho · Alto [m]	4·1,8·2,86
Potencia total [kW]	4,18
Peso [ton]	1
Tiempo de operación [h]	1,2
Número de equipos	1



Figura 5.2: Separador neumático

5.3 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AROMAS

5.3.1 Molino de discos

El éxito de una extracción y la técnica que se utilizará dependen con mucha frecuencia de cualquier tratamiento anterior que se le pueda dar al sólido. En algunos casos las pequeñas partículas de material soluble están completamente rodeadas de una matriz de material insoluble. En estos casos el disolvente se debe difundir en la masa y la solución resultante se debe difundir hacia el exterior antes de poder lograr una separación (Treybal, 1988). Esto es lo que sucede con muchos tipos de materiales orgánicos, en que los compuestos activos de interés se encuentran insertos en una matriz de celulosa y pectinas que dificultan su extracción. La trituración y/o molienda de estos sólidos acelera bastante los tiempos de operación, dado que las porciones solubles se vuelven más accesibles al disolvente.

El principal criterio de selección de este equipo radica en su capacidad. De acuerdo al balance de masa, se requieren tratar 1888,87 [kg/día], para lo cual se ha seleccionado un molino de discos perforados FrymaKoruma, tipo ML, presentado en la Figura 5.3, utilizado ampliamente en la industria alimenticia para la trituración y molienda de productos con consistencia húmeda.

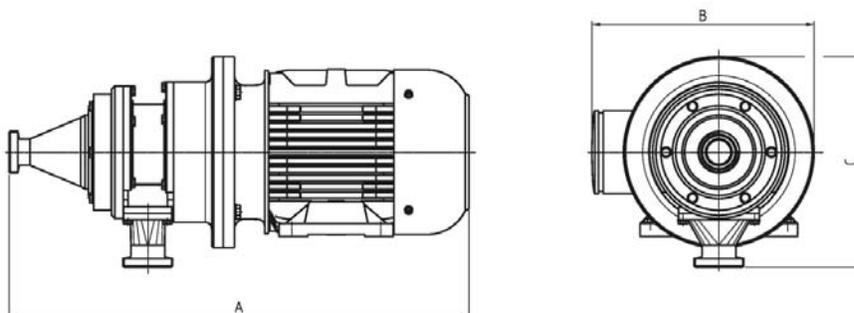


Figura 5.3: Molino de discos perforados FrymaKoruma ML 150

El equipo seleccionado cuenta con conexión eléctrica estándar de 400 [V], opera a temperaturas entre 0 a 80 [°C] y hasta un 80% de humedad atmosférica. El eje de 4 cuchillas alcanza los 3.000

[rpm], asegurando la reducción de tamaño y obligando que la mezcla atravesase las aperturas de los discos. En la Tabla 5.10 se señalan las principales características del equipo:

Tabla 5.10: Características del molino de discos seleccionado

Parámetro	Valor
Modelo	ML 150
Marca	FrymaKoruma
Capacidad [kg/h]	200 – 2500
Velocidad eje [rpm]	3000
Potencia instalada [kW]	5,5
Largo · Ancho · Alto [mm]	750 · 360 · 330
Tamaño partícula [mm]	0,2 – 200
Material discos perforados	Acero 1.4112/AISI 440B
Material del eje portacuchillas	Acero 1.4112/AISI 420
Tiempo de operación [h]	1

5.3.2 Extractor

El diseño del equipo de extracción considera dos aspectos fundamentales: el dimensionamiento del tanque de extracción junto al mecanismo de agitación que asegure un buen mezclado de los sólidos presentes y el diseño del sistema de calefacción requerido para mantener la temperatura interna del sistema a 70°C.

Dimensionamiento geométrico del extractor

El volumen útil del tanque de extracción corresponde al volumen de mezcla a tratar en un día de producción, es decir, a la corriente proveniente de la molienda conformada por azúcares, hollejo seco y agua (los terpenos han sido despreciados debido a que su masa es muy pequeña en comparación a los otros componentes), tal como se expresa en la Ecuación 5.11:

$$V_{\text{útil}} = V_{\text{azúcares}} + V_{\text{hollejo}} + V_{\text{agua}}$$

Ecuación 5.11

La Ecuación 5.11 se puede reescribir de la siguiente manera:

$$V_{\text{útil}} = \rho_{\text{azúcares}} \cdot m_{\text{azúcares}} + \rho_{\text{hollejo}} \cdot m_{\text{hollejo}} + \rho_{\text{agua}} \cdot m_{\text{agua}}$$

Ecuación 5.12

Donde:

ρ : densidad del compuesto respectivo, [kg/m³].

m : masa del compuesto respectivo, [kg].

Por su parte, el volumen correspondiente a los azúcares se puede descomponer de la siguiente forma:

$$V_{\text{azúcares}} = \rho_{\text{glucosa}} \cdot m_{\text{glucosa}} + \rho_{\text{fructosa}} \cdot m_{\text{fructosa}} + \rho_{\text{sacarosa}} \cdot m_{\text{sacarosa}}$$

Ecuación 5.13

Utilizando los datos de la Tabla 5.11 y considerando las Ecuaciones 5.11 y 5.12 es posible determinar el flujo volumétrico correspondiente.

Tabla 5.11: Cantidad másica y densidad de los principales componentes que ingresan al extractor

Compuesto	Densidad [kg/m ³]	Masa [kg]
Hollejo	1650	929,54
Glucosa	1540	325,68
Fructosa	1690	343,52
Sacarosa	1587	17,85
Agua	1000	1554,92

De esta forma, se obtiene un volumen útil de 2,54 [m³]. Dado que el volumen útil de un estanque equivale al 80% del volumen de la carcasa del equipo, se obtiene que V_{carcasa} es igual a 3,2 [m³].

Las razones geométricas para su dimensionamiento corresponden a las razones típicas de un recipiente agitado con un impulsor de cinta de doble trayectoria helicoidal (más adelante se detallan sus características), indicadas en la Tabla 5.12 . La nomenclatura normalizada es la que se señala en la Figura 5.4 .

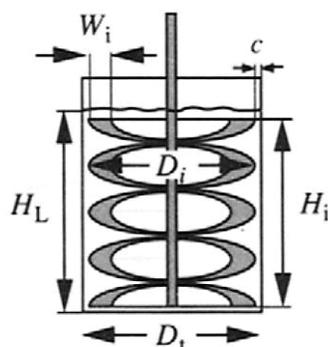


Figura 5.4: Nomenclatura para tanque de agitación con impulsor de cinta de doble trayectoria helicoidal

Tabla 5.12: Razones recomendables para el diseño de un tanque agitado con cinta helicoidal (Doran, 2013)

Razón	Valor
H_L/D_t	1
D_t/D_i	1,02
c/D_i	0,01
H_i/D_i	1
W_i/D_i	0,1

Con el fin de determinar las dimensiones del tanque en su totalidad, el volumen útil también se puede expresar como el volumen del cuerpo cilíndrico que lo conforma (Ecuación 5.14).

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot H_L}{4}$$

Ecuación 5.14

Expresando la Ecuación 5.15 en función de la altura de líquido se obtiene:

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi \cdot H_L^3}{4}$$

Ecuación 5.15

Dado que el diámetro del tanque es el mismo para el volumen útil y para el volumen de la carcasa, la altura del tanque (H) se puede determinar en base a la Ecuación 5.16, considerando que $D_t = H_L$.

$$V_{\text{carcasa}} = \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot H}{4}$$

Ecuación 5.16

Como se señaló anteriormente, el impulsor seleccionado para este tanque es un agitador de cinta de doble trayectoria helicoidal (Figura 5.5). Este tipo de impulsor es utilizado para el mezclado de fluidos altamente viscosos, como es el caso de la mezcla entrante. El diámetro de la hélice es muy cercano al diámetro al interior del tanque, lo que garantiza el movimiento del líquido en todas las direcciones. Trabajan a bajas velocidades de agitación, entre 5 a 20 rpm, y en regímenes de flujo laminar. No obstante, también pueden trabajar bajo flujo turbulento (Doran, 2013).



Figura 5.5: Impulsor de cinta de doble trayectoria helicoidal

Tabla 5.13: Dimensiones geométricas del tanque de extracción y su sistema de agitación

Dimensión	Valor
Diámetro del tanque (D_t) [m]	1,48
Diámetro del impulsor (D_i) [m]	1,45
Altura de líquido (H_l) [m]	1,48
Altura del impulsor (H_i) [m]	1,45
Grosor del impulsor (W_i) [mm]	145
Distancia entre impulsor y pared (c) [mm]	14,5
Altura del tanque (H) [m]	1,81
Volumen útil ($V_{\text{útil}}$) [m^3]	2,54
Volumen carcasa (V_{carcasa}) [m^3]	3,2

El tiempo de operación del estanque es de 60 [min] a 70 [°C], tiempo durante el cual se logra un 90% de extracción de los azúcares utilizando agua como disolvente (Treybal, 1988). Además, se debe considerar que el tiempo de llenado del tanque también corresponde a 60 [min]; correspondiente al tiempo de operación del molino.

Dimensionamiento del sistema de calefacción

Para mantener la temperatura al interior del tanque de extracción y contrarrestar las pérdidas de calor por las paredes del equipo, se requiere de la implementación de un sistema de calefacción adecuado. Dadas las características del impulsor, diámetro y altura prácticamente iguales a las dimensiones del tanque, resulta imposible la instalación de cualquier tipo de sistema interno de transferencia de calor. Por esta razón se ha seleccionado una chaqueta de calentamiento como la de la Figura 5.6 (a) como la alternativa más conveniente. La selección se debe principalmente a su bajo costo, facilidad de limpieza y a que proporcionan un mejor coeficiente global de transferencia de calor que los serpentines externos (Figura 5.6 (b)) (Godoy, 2003).

Las dimensiones básicas para el diseño de una chaqueta de calentamiento son: el diámetro del tanque (D_t), la altura de líquido (H_L) y el diámetro del impulsor (D_i); todas ellas definidas en la sección anterior (Tabla 5.13).

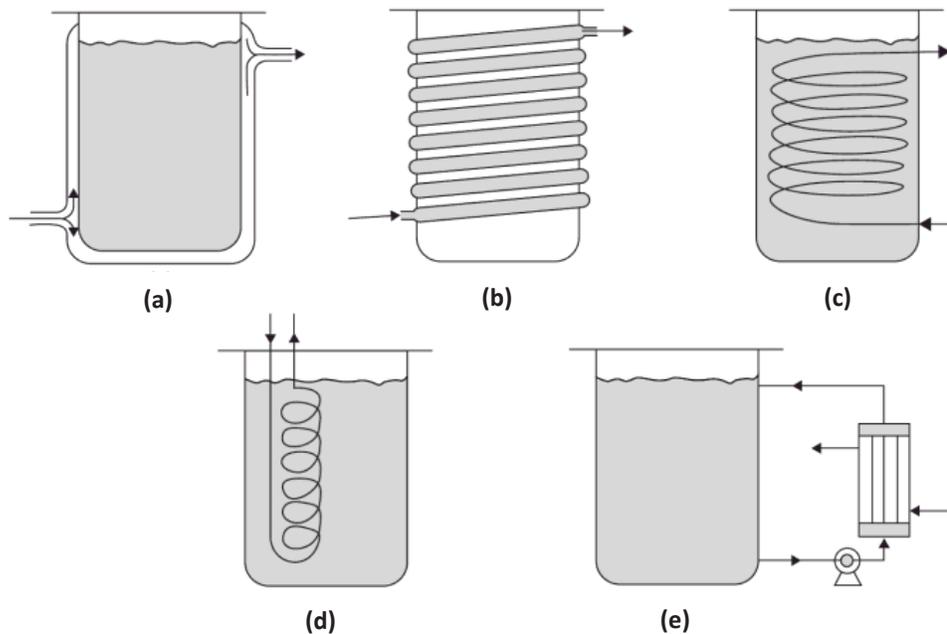


Figura 5.6: Diferentes configuraciones de intercambiadores de calor para tanques agitados: (a) tanque enchaquetado; (b) serpentín externo; (c) serpentín interno; (d) serpentín tipo deflector interno; (e) intercambiador de calor externo (Doran, 2013)

Como se mencionó anteriormente, el calor a suministrar por la chaqueta de calentamiento (Q_c) debe ser suficiente como para contrarrestar las pérdidas de calor a través de la pared del tanque de extracción, determinadas en la sección 4.4.2, utilizando para ello agua a 95°C (T_1) proveniente del intercambiador de calor. Esto se puede expresar mediante la Ecuación 5.17:

$$Q_p = Q_c = U \cdot A_c \cdot \Delta T_{ML}$$

Ecuación 5.17

Donde:

Q_c : Calor suministrado por la chaqueta de calentamiento, 35456,01 [kJ/h] (sección 4.4.2)

U : Coeficiente global de transferencia de calor, [W/m²·°C]

A_c : Área de transferencia de la chaqueta, [m²]

ΔT_{ML} : Temperatura media logarítmica entre $(T_{op} - T_1)$ y $(T_{op} - T_2)$

T_1 : Temperatura de entrada del agua de calentamiento, 95 [°C]

T_2 : Temperatura de salida del agua de calentamiento, [°C]

Para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U) es necesario conocer el coeficiente convectivo interno (h_i) y externo (h_o) de la chaqueta de calentamiento. Puesto que el tanque de extracción cuenta con un sistema de agitación mecánica, se utilizará la correlación de Chilton, Drew y Jebens diseñada para recipientes enchaquetados que operan de forma continua o por lotes, la cual –empleando el número de Reynolds modificado para tanques agitados- permite fijar el factor J de Sieder-Tate, y a raíz de él, calcular los coeficientes convectivos (Kern, 1999). La Ecuación 5.18 proporciona el coeficiente convectivo interno, o de película, de la chaqueta de calentamiento.

$$h_i = \frac{J \cdot k_m}{D_t} \cdot (P_r)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Ecuación 5.18

Donde:

h_i : Coeficiente convectivo interno de la chaqueta, [J/s·m²·°C]

J : Factor de Sieder-Tate

k_m : Conductividad térmica de la mezcla, [W/m·°C]

D_t : Diámetro interno del tanque de extracción, 1,48 [m] (sección 5.3.2)

P_r : Número de Prandtl

μ : Viscosidad de la mezcla a la temperatura del bulk, [Pa·s]

μ_w : Viscosidad de la mezcla a la temperatura de la pared, [Pa·s]

El factor J se determina mediante la gráfica de la Figura 20.2 presentada por Kern, (1999), ingresando con el número de Reynolds calculado en el balance de energía de la sección 4.4.2. De esta forma se obtiene un $J = 7$.

Por su parte, la conductividad térmica de la mezcla al interior del tanque de extracción se determina a través del promedio simple entre la conductividad térmica del agua y el dato de conductividad térmica para hojas saturadas en agua, debido a la similitud que poseen con el hollejo de uva. Los datos utilizados y la conductividad térmica resultante se indican en la Tabla 5.14.

Tabla 5.14: Datos de conductividad térmica del agua, hojas y mezcla al interior del tanque de extracción

Conductividad térmica	Valor [W/m·°C]	Referencia
Agua	0,66	(Kern, 1999)
Hojas saturadas en agua	0,89	(Ahn, Sauer, Richard y Glanville, 2009)
Mezcla, k_m	0,78	-

Resulta necesario también calcular el número de Prandtl, el cual viene dado por la Ecuación 5.19:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k_m}$$

Ecuación 5.19

Donde:

C_p : Capacidad calorífica de la mezcla, [kJ/kg·°C]

La capacidad calorífica de la mezcla se determina siguiendo el mismo procedimiento de cálculo que se ejemplifica en el Apéndice B, dando como resultado un $C_p = 2955$ [J/kg·°C].

Reemplazando el μ estimado, equivalente a 10^5 [cP], la conductividad térmica de la mezcla (k_m) y el C_p indicado anteriormente, se obtiene que $Pr = 378846,15$.

Finalmente, sustituyendo todos los valores y parámetros determinados previamente en la Ecuación 5.18 y suponiendo que la viscosidad de la mezcla a la temperatura de la pared (μ_w) es igual a la de la temperatura del bulk (μ), el coeficiente convectivo interno (h_i) resulta igual a 266,94 [J/s·m²·°C].

Coeficiente convectivo externo

Para el cálculo del coeficiente convectivo externo, se utilizó la Ecuación 5.20 diseñada para tanques enchaquetados.

$$h_o = \frac{k_a}{D_{tex}} \cdot 0,54 \cdot \left(\frac{D_{tex} \cdot v \cdot \rho}{\mu_a} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{Cp_a \cdot \mu_a}{k_a} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_a}{\mu_{wa}} \right)^{0,14}$$

Ecuación 5.20

Dónde

h_o : Coeficiente convectivo externo de la chaqueta, [J/s·m²·°C]

k_a : Conductividad térmica del agua a 95°C, [W/m·°C]

D_{tex} : Diámetro externo del tanque, [m]

v : Velocidad del agua al interior de la chaqueta, [m/s]

ρ_a : Densidad del agua a 95°C, [kg/m³]

Cp_a : Capacidad calorífica del agua a 95°C, [J/kg·°C]

μ_a : Viscosidad del agua a 95°C, [Pa·s]

μ_{wa} : Viscosidad del agua a la temperatura de la pared de la chaqueta, [Pa·s]

Los parámetros físicos del agua necesarios para la determinación de h_o se detallan en la Tabla 5.15.

Tabla 5.15: Parámetros físicos del agua a la temperatura de calentamiento, 95°C

Parámetro	Valor	Referencia
Conductividad térmica (k_a) [W/m·°C]	0,68	(Apéndice H)
Densidad (ρ_a) [kg/m ³]	963,19	(Apéndice H)

Continuación Tabla 5.15: Parámetros físicos del agua a la temperatura de calentamiento, 95°C

Parámetro	Valor	Referencia
Capacidad calorífica (C_{p_a}) [J/kg·°C]	4217	(Apéndice B)
Viscosidad (μ_a) [Pa·s]	$3,05 \cdot 10^{-4}$	(Apéndice H)

El dato de velocidad (v) y diámetro externo del tanque (D_{tex}), correspondiente a la suma de diámetro interno más el espacio vacío destinado al paso del fluido de calentamiento (e), se determinaron en base a valores típicos para este tipo de sistema de calentamiento. Dichos valores se detallan en la Tabla 5.16.

Tabla 5.16: Valores típicos de velocidad y espacio para el fluido de calentamiento

Parámetro	Rango	Valor	Referencia
Velocidad del agua (v) [m/s]	0,3 – 1,2	1	(McCabe et al. 2007b)
Espacio para el fluido de calentamiento (e) [mm]	50 – 300	50	(Towler y Sinnott, 2008)

De este modo, seleccionando un espacio para el fluido de 50 [mm], el diámetro externo del tanque queda expresado por la siguiente ecuación:

$$D_{tex} = D_t + 2 \cdot e$$

Ecuación 5.21

Reemplazando los valores en la Ecuación 5.21, se obtiene que $D_{tex} = 1,58$ [m]. Definidos todos los parámetros y evaluándolos en la Ecuación 5.20 el coeficiente convectivo externo resultante equivale a 65444,5 [J/m²·s·°C], considerando además el último factor de la ecuación igual a 1.

Coefficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor (U) para la chaqueta de calentamiento está determinado por la Ecuación 5.22.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + r_d$$

Ecuación 5.22

Dónde:

r_d : Factor de incrustación para agua dura, 0,001 [W/m²·°C]⁻¹ (Apéndice I)

h_i : Coeficiente convectivo interno de la chaqueta, 266,94 [J/s·m²·°C]

h_o : Coeficiente convectivo externo de la chaqueta, a 65444,5 [J/m²·s·°C]

Ingresando los valores y reescribiendo la Ecuación 5.22, se tiene por resultado que $U = 210,020$ [W/m²·°C].

Área de transferencia de calor

La Ecuación 5.23 permite determinar el área de transferencia de calor en tanques enchaquetados, considerando que el área efectiva corresponde a las paredes del cuerpo cilíndrico y a la cara basal del equipo.

$$A_c = \pi \cdot D_{tex} \cdot H_L + \frac{\pi \cdot D_{tex}^2}{4}$$

Ecuación 5.23

Conocido el diámetro externo del tanque (D_{tex}) y la altura del líquido (H_L) (Tabla 5.13), el área de transferencia de la chaqueta (A_c) es igual a 9,3 [m²].

Una vez que se han determinado todos los parámetros requeridos por la Ecuación 5.17, es posible despejar la diferencia de temperatura media logarítmica, correspondiente a 5,25 [°C]. A partir de este valor, se concluye que la temperatura de salida del agua de calentamiento (T_2) es aproximadamente 70,22 [°C], de acuerdo a la resolución de la Ecuación 5.24.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{op} - T_1) - (T_{op} - T_2)}{\ln\left(\frac{T_{op} - T_1}{T_{op} - T_2}\right)}$$

Ecuación 5.24

En la Tabla 5.17 se indican de manera detallada los parámetros determinados para el dimensionamiento y diseño de la chaqueta de calentamiento.

Tabla 5.17: Parámetros y dimensiones de la chaqueta de calentamiento

Parámetro	Valor
Coefficiente convectivo interno (h_i) [J/s·m ² ·°C]	266,94
Coefficiente convectivo externo (h_o) [J/s·m ² ·°C]	65444,5
Factor de incrustación (r_d) [W/m ² ·°C] ⁻¹	0,001
Coefficiente global de transferencia de calor (U) [W/m ² ·°C]	210,020
Calor suministrado por la chaqueta (Q_c) [kJ/h]	36933,34
Espacio para el paso del agua de calentamiento (e) [mm]	50
Diámetro externo del tanque ($D_{t_{ex}}$) [m]	1,58
Temperatura de entrada del agua de calentamiento (T_1) [°C]	95
Temperatura de salida del agua de calentamiento (T_2) [°C]	70,22
Área de transferencia de calor de la chaqueta (A_c) [m ²]	9,31

5.3.3 Intercambiador de calor de placas

Para el diseño del intercambiador de placas se tendrá como base los cálculos realizados en el balance de masa y energía para dicho equipo, en el cual se definió que el flujo de calor requerido

para aumentar la temperatura del agua es de 386137,56 [kJ/h]. En la Tabla 5.18 se presentan las características de las corrientes que interactúan en el intercambiador.

Tabla 5.18: Características de las corrientes en el intercambiador de calor

Parámetro	Corriente fría	Corriente caliente
	Agua	Vapor
Flujo [kg/s]	2,3	0,24
Temperatura entrada [°C]	15	100
Temperatura salida [°C]	82	100
Temperatura promedio [°C]	48,5	100

Las propiedades de ambas corrientes a la temperatura promedio se presentan en la Tabla 5.19. La capacidad calorífica del agua fue determinada de acuerdo al procedimiento descrito en el Apéndice B.

Tabla 5.19: Propiedades de las corrientes a la temperatura promedio

Parámetro	Corriente fría	Corriente caliente	Referencia
	Agua	Vapor	
Capacidad calorífica (Cp) [J/kg·°C]	4184,51	1881	(Apéndice B)
Conductividad térmica (k) [W/m·°C]	0,6419	0,0235	(Apéndice H)
Densidad (ρ) [kg/m ³]	988,79	0,597	(Apéndice H)
Viscosidad (μ) [Pa·s]	0,00063	0,000012	(Apéndice H)
Número de Prandtl (Pr)	4,11	0,96	-

Temperatura media logarítmica

El diagrama de temperaturas se presenta en la Figura 5.7.

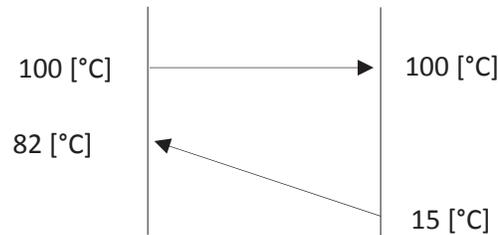


Figura 5.7: Diagrama de temperaturas de la corriente del intercambiador de calor

La fórmula para calcular la diferencia de temperatura media logarítmica, ΔT_{ML} , es la siguiente:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1} \right)}$$

Ecuación 5.25

Donde:

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y salida del fluido caliente

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida del fluido frío

Reemplazando los valores en la Ecuación 5.25 se obtiene que $\Delta T_{ML} = 43,2$ [°C]. No obstante, es necesario determinar un factor de corrección (F_t) para el valor de diferencia de temperatura logarítmica indicado anteriormente, el cual se puede estimar a través del cálculo del número de unidades de transferencia (NTU) y el tipo de arreglo escogido (número de pasos) utilizando el gráfico del Apéndice J. El número de unidades de transferencia viene dado por:

$$NTU = \frac{(t_o - t_i)}{\Delta T_{ML}}$$

Ecuación 5.26

Donde:

t_o : Temperatura de la corriente a la entrada, [°C]

t_i : Temperatura de la corriente a la salida [°C]

Dado que el NTU debe ser calculado en base al fluido que sufre la mayor diferencia de temperatura, los valores ingresados en la Ecuación 5.26 corresponden a los datos de la corriente fría. Así, $NTU=1,55$.

Ingresando a la gráfica con el valor de NTU y considerando un número de pasos igual a 1, se obtiene que el factor de corrección correspondiente (F_t) es igual a 0,97 y en consecuencia, el ΔT_{ML} corregido es de 41,87 [°C].

Una vez definidos estos parámetros, se emplea el siguiente procedimiento de diseño (Towler y Sinnott, 2008):

1. Estimar el coeficiente global de transferencia de calor. Para esto se hace uso de la Tabla J.1 del Apéndice K.
2. Calcular el área superficial requerida:

$$A_r = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ML}}$$

Ecuación 5.27

Donde:

Ar: Área de calefacción requerida, [m²]

Q: Flujo de calor requerido, [W]

U: Coeficiente global de transferencia de calor, [W/m²·°C]

3. Calcular el área seccional requerida:

$$A_s = W \cdot b$$

Ecuación 5.28

Donde:

As: Área seccional de canal requerida, [m²]

W: Ancho de placa, [m]

b: Espacio entre placas, [m]

4. Determinar el número de placas y canales requeridos:

$$N_{placas} = \frac{A_r}{A_p}$$

Ecuación 5.29

$$N_{canales} = \frac{N_{placas} - 1}{2}$$

Ecuación 5.30

Donde:

A_p: Área superficial por placa, [m²]

N_{placas}: Número de placas térmicas

N_{canales}: Número de canales

5. Decidir el modelo de flujo y el número de pasos
6. Calcular los coeficientes de película para cada corriente.

$$\frac{h_p \cdot d_e}{k_f} = 0.26 \cdot Re^{0.65} \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Ecuación 5.31

Donde:

h_p: Coeficiente de película para cada fluido, [W/m²·°C]

d_e: Diámetro hidráulico equivalente, [m]

k_f: Conductividad térmica del fluido, [W/m·°C]

Re: Número de Reynolds

Pr: Número de Prandtl (Tabla 5.19)

μ : Viscosidad del fluido a la temperatura promedio, [Pa·s] (Tabla 5.19)

μ_w : Viscosidad del fluido a la temperatura de la pared, [Pa·s]

El diámetro equivalente viene dado por la siguiente expresión:

$$d_e = 2 \cdot b$$

Ecuación 5.32

Donde:

b: Espacio entre placas, [m]

Por su parte, el número de Reynolds se calcula a partir de la Ecuación 5.33:

$$Re = \frac{\rho \cdot v_p \cdot d_e}{\mu}$$

Ecuación 5.33

Donde:

ρ : Densidad del fluido a la temperatura media, [kg/m³] (Tabla 5.19)

v_p : Velocidad por canal, [m/s]

Asimismo, la velocidad por canal se puede determinar utilizando la Ecuación 5.34:

$$v_p = \frac{w}{\rho_p} \cdot \frac{1}{A_S} \cdot \frac{1}{N_{canales}}$$

Ecuación 5.34

Donde:

w: Flujo másico del fluido, [kg/s]

7. Calcular el coeficiente global de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + \frac{x}{k_{placa}} + \frac{1}{h_{ic}} + \frac{1}{h_{if}}$$

Ecuación 5.35

Donde:

h_c : Coeficiente de película de la corriente caliente, [W/m²·°C]

h_f : Coeficiente de película de la corriente fría, [W/m²·°C]

x : Espesor de la placa térmica, [m]

k_{placa} : Conductividad térmica de la placa, [W/m·°C]

h_{ic} : Coeficiente de incrustación del fluido caliente, [W/m²·°C]

h_{if} : Coeficiente de incrustación del fluido frío, [W/m²·°C]

Los coeficientes de incrustación para ambos fluidos fueron extraídos de la Tabla J.1 presentada en el Apéndice I considerando la corriente fría como agua de proceso y la corriente caliente como vapor condensante. El material de construcción más utilizado para placas térmicas es el acero inoxidable 304 y 316 AISI. En este caso, se utilizó el coeficiente de conductividad del acero 316 a 100 [°C] equivalente a 16,27 [W/m²·°C] (McCabe et al. 2007c).

8. Comparar el coeficiente global de transferencia calculado con el estimado en el paso 1. Si el error es mayor a un 10%, se debe volver a iterar desde el punto 4, disminuyendo o aumentando, según se requiera, el número de placas térmicas. Una vez obtenido el nuevo resultado, éste se compara con el inicial de la siguiente forma:

$$U_{requerido} = U_{estimado} \cdot \frac{N_{canales\ estimado}}{N_{canales\ recalculado}}$$

Ecuación 5.36

9. Comprobar la caída de presión para cada corriente:

$$\Delta P_p = \frac{8 \cdot J_F \cdot L_p \cdot \rho \cdot v_p^2}{2 \cdot d_e}$$

Ecuación 5.37

Donde:

L_p : Largo de placa térmica, [m]

J_F : Factor de fricción

El factor de fricción (J_F) depende directamente del tipo de placa térmica a utilizar. Sin embargo, para un cálculo preliminar, es posible determinarlo a partir de la Ecuación 5.38. para flujo turbulento.

$$J_F = 0,6 \cdot Re^{-0,3}$$

Ecuación 5.38

Además, se deben añadir las pérdidas por fricción generadas por la contracción y expansión a través de los puertos de las placas térmicas. Para esto, se sugiere la siguiente expresión:

$$\Delta P_{pt} = 1,3 \cdot \frac{(\rho \cdot v_{pt}^2)}{2} \cdot N_p$$

Ecuación 5.39

Donde:

ΔP_{pt} : Caída de presión a través de los puertos, [N/m²]

La velocidad por los puertos puede ser determinada de forma similar a la velocidad por canal, utilizando las siguientes ecuaciones:

$$v_{pt} = \frac{w}{\rho} \cdot \frac{1}{A_{pt}}$$

Ecuación 5.40

$$A_{pt} = \frac{\pi \cdot d_{pt}^2}{4}$$

Ecuación 5.41

Donde:

A_{pt} : Área del puerto, [m²]

d_{pt} : Diámetro del puerto, [m²]

De esta manera la caída de presión total por corriente queda determinada por:

$$\Delta P_{total} = \Delta P_p + \Delta P_{pt}$$

Ecuación 5.42

Dimensionamiento del intercambiador de calor

Para el dimensionamiento del intercambiador de calor se han tenido en consideración los parámetros característicos para estos equipos, los cuales se encuentran indicados de forma detallada en la Tabla 5.20 y Figura 5.8.

Tabla 5.20: Dimensiones típicas de un intercambiador de calor de placas (Towler y Sinnott, 2008)

Parámetro	Rango	Valor seleccionado
Espesor placas (x) [mm]	0,5 – 3	0,75
Largo/ancho (W/ L _p)	2 – 3	3
Espacio entre placas (b) [mm]	1,5 – 5	1,5
Área superficial por placa (A _p) [m ²]	0,03 – 1,5	0,75

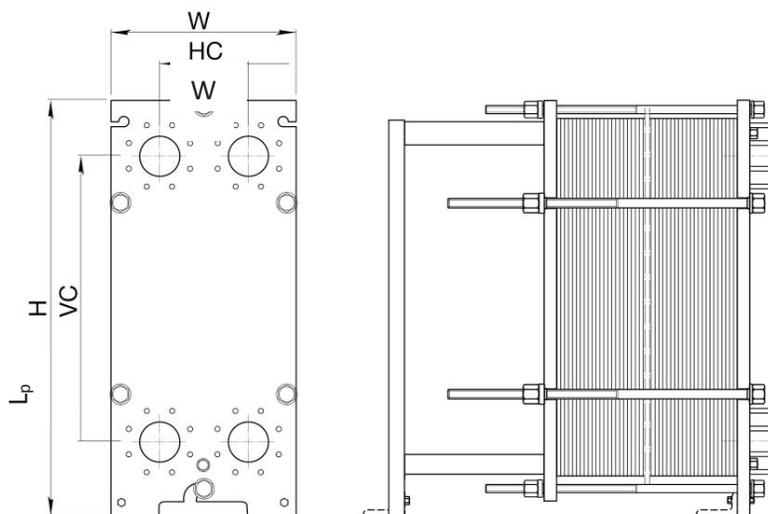


Figura 5.8: Intercambiador de calor de placas

Dado que una de las corrientes no sufre un cambio de temperatura, es posible trabajar con los flujos en concorriente o contracorriente con un mismo grado de eficiencia térmica. Además, se ha seleccionado trabajar con un número de pasos igual a 1.

Los resultados obtenidos a partir del procedimiento de diseño descrito anteriormente se presentan en la Tabla 5.21.

Tabla 5.21: Características del intercambiador de calor de placas

Parámetro	Valor
Masa de agua [kg]	1377,12
Masa de vapor [kg]	144,3
Tiempo de operación [min]	10
Flujo de calor suministrado [W]	644857
Área de calefacción requerida (A_p) [m ²]	57,75
Número de placas térmicas (N_{placas})	77
Número de canales ($N_{canales}$)	38
Área puerto (A_{pt}) [m ²]	0,0078

Continuación Tabla 5.21: Características del intercambiador de calor de placas

Parámetro	Valor
Caída de presión fluido frío [N/m ²]	56,37
Caída de presión fluido caliente [N/m ²]	1016,67
Coefficiente global de transferencia de calor (U) [W/m ² ·°C]	276,32

5.3.4 Filtro de tambor rotatorio

Para la operación de separación de la mezcla obtenida en la etapa de extracción, se utiliza un filtro de tambor rotatorio. Si bien estos equipos pueden operar a vacío o a presión, los problemas mecánicos de la descarga de sólidos de este tipo de filtros funcionando bajo la última modalidad, sus altos costos y elevada complejidad de operación, así como sus pequeños tamaños, limitan su aplicación a situaciones muy especiales (McCabe et al. 2007d). En esta operación, debido a las limitaciones señaladas anteriormente, se trabajará con un filtro de tambor rotatorio a vacío.

Los rangos de operación y dimensiones principales de un filtro de tambor rotatorio se señalan en la Tabla 5.22.

Tabla 5.22: Valores típicos de operación de filtros de tambor rotatorio a vacío (McCabe et al. 2007d)

Parámetro	Valor
Sólidos en la alimentación [%p/p]	5 – 70
Largo del tambor [m]	0,3 – 4,3
Grosor del queque [mm]	3 – 400
Diámetro del tambor [m]	0,3 – 3
Velocidad del tambor [rpm]	0,2 – 2
Fracción de superficie sumergida [%]	30 – 40
Presión diferencial a través del medio filtrante [mm de Hg]	250 – 500

Como se puede apreciar en la tabla anterior, la principal ventaja de estos equipos es la alta concentración de sólidos con la que puede entrar la alimentación; como es el caso de la mezcla que ingresa a la etapa de filtrado. Son equipos que en general se alimentan por el fondo del tambor y se diferencian fundamentalmente por la forma de descarga de los sólidos que constituyen la torta. Entre las técnicas de descarga más utilizadas se encuentran: descarga de cuchillo, descarga de rodillo, de cadena y la descarga de cinturón (Tarleton y Wakeman, 2007).

Los filtros de tambor rotatorio alimentados por fondo operan con aproximadamente un 30% de su superficie filtrante sumergida en la suspensión. Sin embargo, cuando se desea una elevada capacidad de filtración sin lavado, es posible utilizar el tambor muy sumergido, alcanzando fracciones de inmersión del 60 a 70% (McCabe et al. 2007d).

En el caso de esta filtración, el producto de interés corresponde al líquido de filtrado, específicamente los sólidos que han solubilizado en él. Dado que agregar una etapa de lavado significaría disminuir aún más la concentración de terpenos disponibles, y por lo tanto dificultar la operación del reactor enzimático, se ha optado por trabajar con un grado de inmersión del 60%, evitando de esta forma el lavado de la torta.

Un ciclo de filtración continua normalmente comprende una fase inicial de formación del queque seguida de una sola fase de lavado y deshidratación por gas, en el orden que se requiera, para finalmente terminar con la fase de descarga de la torta. Los tiempos típicos de cada una de estas fases se muestran en la Tabla 5.23.

Tabla 5.23: Tiempos típicos de las etapas de un ciclo de filtración en filtros de tambor rotatorio a vacío con distintos tipos de descarga de sólidos, adaptada de (Tarleton y Wakeman, 2007)

Tipo de filtro de tambor	Formación del queque (% ciclo)	Tiempo a vacío (% del ciclo)	Tiempo máximo de lavado (% del ciclo)	Tiempo máximo de deshidratación (% del ciclo)	Tiempo de descarga (% del ciclo)
Descarga de cuchillo	30	80	29	50 – 60	10

Continuación Tabla 5.23: Tiempos típicos de las etapas de un ciclo de filtración en filtros de tambor rotatorio a vacío con distintos tipos de descarga de sólidos, adaptada de (Tarleton y Wakeman, 2007)

Tipo de filtro de tambor	Formación del queque (% ciclo)	Tiempo a vacío (% del ciclo)	Tiempo máximo de lavado (% del ciclo)	Tiempo máximo de deliquoración (% del ciclo)	Tiempo de descarga (% del ciclo)
Descarga de rodillo	30	80	29	50 – 60	20
Descarga de cinturón	30	75	29	45 – 50	25
Descarga de cuerda	30	75	29	45 – 50	25

La etapa de formación del queque representa el tiempo en que se lleva a cabo la filtración, y por lo tanto corresponde al parámetro fundamental para el diseño del equipo. Además, es importante tener en cuenta el tiempo que requieren las otras fases para poder determinar el tiempo total que tardará el ciclo.

Para el diseño del filtro se tendrán las siguientes consideraciones:

- La operación se lleva a cabo a presión constante, equivalente a 500 [mm de Hg]
- El queque o torta de filtrado es incompresible, y por lo tanto su resistencia se mantiene constante a lo largo del tiempo
- La resistencia del medio filtrante se supone despreciable

La etapa de formación del queque para filtros continuos se encuentra descrita por la ecuación general de filtración, conocida como la Ecuación de Darcy:

$$Q = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu \cdot (R + R_c)}$$

Ecuación 5.43

Donde:

Q: Flujo de filtrado, [m³/h]

A: Área de filtrado, [m²]

ΔP: Caída de presión, [N/m²]

μ: Viscosidad del filtrado, [kg/m·s]

R: Resistencia del medio filtrante, [m]

R_c: Resistencia del queque, [m]

A su vez, la resistencia del queque (R) se puede expresar de la siguiente forma:

$$R_c = \alpha \cdot w$$

Ecuación 5.44

Donde:

α: Resistencia específica del queque, [m/kg]

w: Masa de queque por unidad de área, [kg/m²]

Además, se conoce la siguiente relación:

$$w \cdot A = c \cdot V$$

Ecuación 5.45

Donde:

c: Concentración de sólidos por unidad de volumen, [kg/m³]

V: Volumen de filtrado en un cierto periodo de tiempo, [m³]

Reemplazando las ecuaciones 5.43 y 5.44 en la Ecuación 5.43 se obtiene:

$$\frac{dV}{dt} = Q = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu \cdot R + \mu \cdot \alpha \cdot c \cdot \frac{V}{A}}$$

Ecuación 5.46

Por otro lado, se tiene que:

$$\alpha = \alpha_o \cdot \Delta P_c^n$$

Ecuación 5.47

Bajo la suposición que el queque es incompresible, $n = 0$, y que la resistencia del medio filtrante es despreciable, al derivar la Ecuación 5.46 se obtiene:

$$t_{filtrado} = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot c \cdot V^2}{2 \cdot A t^2 \cdot \Delta P}$$

Ecuación 5.48

Para un filtro de tambor rotatorio se debe tener en consideración que:

$$q_o = \frac{V_{filtrado}}{t_{filtrado}} = V_c \cdot N$$

Ecuación 5.49

Donde:

q_o : Flujo de filtrado, [m³/s]

V_c : Volumen de ciclo, [m³]

N : Frecuencia de rotación del tambor, [rps]

El tiempo de filtrado se puede reescribir como se señala en la Ecuación 5.50, donde θ representa la fracción de área filtrante sumergida.

$$t_{filtrado} = \frac{\theta}{N}$$

Ecuación 5.50

Finalmente, reemplazando en la Ecuación 5.49, se llega a que:

$$\frac{\theta}{N} = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot c}{2 \cdot At^2} \cdot \left(\frac{q_o}{N}\right)^2$$

Ecuación 5.51

Por otra parte, para la determinación del espesor del queque se tienen las Ecuaciones 5.51 y 5.52:

$$L = \frac{c \cdot \frac{q_o}{N}}{2 \cdot \rho_t \cdot At}$$

Ecuación 5.52

$$\rho_t = \rho_s \cdot (1 - \varepsilon)$$

Ecuación 5.53

Donde:

L: Espesor (o grosor) del queque formado, [m]

ρ_t : Densidad del queque, [kg/m³]

ρ_s : Densidad de los sólidos, [kg/m³]

ε : Factor de hueco, 0,4 (Estimado)

La densidad de los sólidos fue calculada considerando la densidad del hollejo agotado presente en la mezcla y los azúcares disponibles, de acuerdo a las fracciones máxicas respectivas y utilizando los valores presentados en la Tabla 5.24. Así $\rho_s = 1670$ [kg/m³] y, por ende, $\rho_t = 1002$ [kg/m³].

El parámetro “c” definido anteriormente, corresponde a la masa de sólidos secos, en este caso representado por el hollejo seco con azúcar remanente, por unidad de volumen de filtrado, considerando únicamente el volumen de líquido de la mezcla. Siguiendo este análisis la concentración de sólidos en la suspensión es de 580,4 [kg/m³], la cual equivale a más del 20% p/v y por lo tanto es necesario corregir este valor de acuerdo a la siguiente expresión:

$$c' = \left(\frac{1}{c} - \frac{m-1}{\rho_s} \right)^{-1}$$

Ecuación 5.54

Donde:

c': Concentración corregida de sólidos en el volumen de filtrado, [kg/m³]

m: Razón másica entre torta húmeda y torta seca

La razón másica “m” se determina según los flujos calculados en la sección 4.4.3 de balance de masa para la etapa de filtración, obteniendo que m = 1,9. Reemplazando este valor, junto a los datos definidos previamente, se estima que la concentración de sólidos corregida es de 845,8 [kg/m³].

Bajo la suposición que el volumen de líquido disponible es equivalente al volumen de filtrado, y que el tiempo de operación es de 60 [min], se establece un caudal de filtración de 1,55 [m³/h].

En base a este parámetro, se fija además la frecuencia de rotación del tambor (N), de forma tal que el dimensionamiento del filtro se encuentre dentro de los rangos típicos descritos en la Tabla 5.22. En la Tabla 5.24 se presenta un resumen de los valores utilizados para el diseño y dimensionamiento del filtro de tambor.

Tabla 5.24: Parámetros utilizados para el diseño y dimensionamiento del filtro de tambor rotatorio

Parámetro	Valor
Factor de hueco (ε)	0,4
Densidad torta (ρ _t) [kg/m ³]	1002

Continuación Tabla 5.24: Parámetros utilizados para el diseño y dimensionamiento del filtro de tambor rotatorio

Parámetro	Valor
Densidad sólidos (ρ_s) [kg/m ³]	1670
Tiempo de filtrado (t_{filtrado}) [s]	3600
Caudal de filtración (q_o) [m ³ /s]	0,00043
Frecuencia del tambor (N) [rps]	0,004167
Viscosidad del filtrado (μ) [Pa·s]	0,0005
Fracción de área filtrante sumergida (θ) [%]	60
Resistencia específica del queque (α) [m/kg]	$2,21 \cdot 10^{11}$
Razón másica de torta húmeda y torta seca (m)	1,9
Concentración de sólidos secos en el volumen de filtrado (c') [kg/m ³]	845,8

El parámetro de viscosidad corresponde a la viscosidad para agua líquida a 60 [°C], suponiendo que desde el tanque de extracción hasta la prensa la mezcla disminuye alrededor de 10 [°C] su temperatura. Ésta se ha determinado a partir de la tabla presente en el Apéndice H. Debido a que no se cuenta con la información suficiente para calcular la resistencia específica del queque, se ha utilizado un dato referente a una mezcla de lignina y celulosa con características físicas similares, estimada en $2,21 \cdot 10^{11}$ [m/kg] (Cautín y Roberts, 2014).

Reemplazando los datos de la Tabla 5.24 en las Ecuaciones 5.50 y 5.51 se obtiene como resultado un área de filtrado (A_t) igual a 7,01 [m²] y un espesor de torta (L) de 6,02 [mm]. Para definir completamente las dimensiones del equipo, el área de filtrado se puede expresar de la siguiente forma:

$$A_t = \pi \cdot D_t \cdot H_t$$

Ecuación 5.55

Donde:

D_t : Diámetro del tambor, [m]

H_t : Largo del tambor, [m]

Fijando el largo del tambor (H_t) en 2,5 [m], valor dentro del rango permitido (ver Tabla 5.22), y reemplazando $A_t = 7,01$ [m²], se obtiene que el diámetro del equipo debe ser de 0,9 [m], lo cual es posible ya que los valores típicos para este tipo de filtros se encuentran entre los 0,3 y 3 [m].

Tal como se mencionó al inicio de esta sección, los filtros de tambor rotatorio se diferencian por el tipo de descarga de sólidos que emplean, y dicha selección viene dada principalmente por el espesor del queque formado. En la Tabla 5.25 se presentan los espesores mínimos requeridos para cada tipo de descarga.

Tabla 5.25: Espesores mínimos del queque en la descarga de sólidos para filtros continuos de tambor rotatorio a vacío, adaptada de (Tarleton y Wakeman, 2007)

Tipo de filtro de tambor	Espesor mínimo del queque [mm]
Tambor con descarga de cuchillo	6
Tambor con descarga de rodillo	1
Tambor con descarga de cinturón	3 – 5
Tambor con descarga de bobina	3 – 5
Tambor con descarga de cuerdas	6

En base al espesor del queque resultante, $L = 6,02$ [mm], se selecciona un filtro de tambor rotatorio a vacío con descarga de sólidos con cuchillo. Cabe destacar, que además de cumplir con el requerimiento de grosor de la torta, este tipo de descarga es una de las más utilizadas a nivel industrial, y es la única que posibilita la opción de trabajar con fracciones de inmersión por sobre el 40%. Sus características principales se detallan en la Tabla 5.26 en contraste de los valores de diseño obtenido.

Tabla 5.26: Parámetros típicos y resultados de diseño de un filtro de tambor rotatorio a vacío con descarga de cuchillo, adaptado de (Tarleton y Wakeman, 2007)

Parámetro	Valor	Valor de diseño
Tamaño de partícula [μm]	1 – 200	200
Espesor mínimo del queque (L) [mm]	6	6,02
Frecuencia de rotación (N) [rpm]	0,1 – 10	0,25

Continuación Tabla 5.26: Parámetros típicos y resultados de diseño de un filtro de tambor rotatorio a vacío con descarga de cuchillo, adaptado de (Tarleton y Wakeman, 2007)

Parámetro	Valor	Valor de diseño
Fracción de área sumergida (θ) [%]	15 – 75	60
Diámetro del tambor (D_t) [m]	0,5 – 7	0,9
Largo del tambor (H_t) [m]	0,5 – 15	2,5
Área de filtración (A_t) [m ²]	0,25 – 200	7,012

En relación a los tiempos de las otras fases del ciclo de filtración, estos fueron estimados en base a los datos típicos presentados en la Tabla 5.23 que la descarga del queque durará 20 [min] y la fase de deshidratación 100 [min], lo que significa un tiempo total de 180 [min].

5.3.5 Reactor enzimático

El diseño y selección de un reactor enzimático debe considerar como aspectos esenciales: la naturaleza del biocatalizador (especificado en la sección 3.3.4); la cinética de la reacción; la naturaleza de los sustratos y productos de la reacción; las propiedades del biocatalizador y los requerimientos de control de variables operacionales, como pH, temperatura, presión, etc. Una vez analizados estos factores, el diseño consistirá en determinar el tamaño del biorreactor para satisfacer los requerimientos del proceso (Illanes, 2002a).

La Figura 5.9 presenta de manera esquemática los diferentes aspectos que intervienen en la formulación de un modelo de comportamiento de un reactor enzimático.

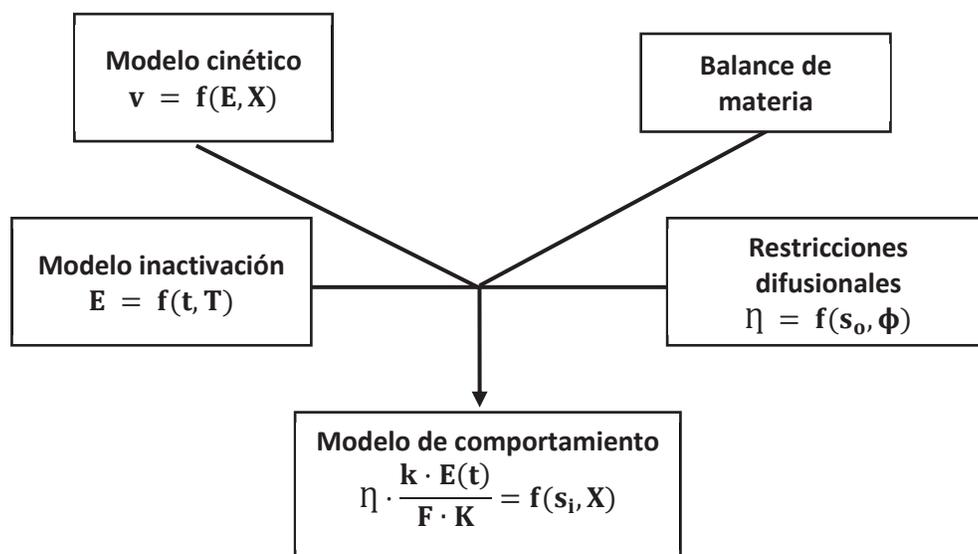


Figura 5.9 : Esquema de diseño y evaluación de comportamiento de reactores enzimáticos (Illanes, Altamirano y Wilson, 2008)

Los componentes esenciales en este esquema son el balance de materia, que cuantifica la magnitud y refleja la modalidad de la tarea de trabajo, y el modelo cinético, que cuantifica el fenómeno catalítico. El diseño de operación de un reactor enzimático basado sólo en estos dos módulos es conocido como modelo básico de comportamiento y será utilizado en esta sección. Sin embargo, debe necesariamente considerarse otros aspectos que, estimados como factores de no idealidad, resultan determinantes en el comportamiento del reactor. Entre ellos, la pérdida de capacidad catalítica de la enzima durante la operación del reactor y las posibles limitaciones por transferencia de masa, resultan fundamentales, sobre todo en sistemas de catálisis heterogénea (Illanes, 2002a).

Puesto que en el capítulo anterior se desarrolló el balance de masa respectivo al reactor, en esta sección se establecerá el modelo cinético para la reacción de hidrólisis con enzima inmovilizada, el modelo de inactivación térmica y se analizarán las restricciones difusionales que podrían afectar al biocatalizador, para finalmente determinar la ecuación del comportamiento del reactor enzimático para la liberación de aromas.

Modelo cinético para la reacción hidrolítica

Como se detalló en el capítulo 1 de este trabajo, el mecanismo de hidrólisis enzimática es un proceso secuencial formado por dos hidrólisis consecutivas. En una primera etapa se produce la liberación del monoterpenil β -D-glucósido más el correspondiente azúcar residual: arabinosa, ramnosa o apiosa. Esta reacción es comandada por las enzimas α -L-arabinofuranosidasa (ARA), α -L-ramnopiranosidasa (RAM) o β -D-apiosidasa (API), dependiendo del azúcar que presente el enlace. La segunda reacción de hidrólisis se lleva a cabo mediante la acción de la β -glucosidasa (β G), en donde se produce finalmente la liberación del terpeno (Ahumada, 2013).

Los procesos catalizados por múltiples enzimas, en el que producto de una enzima actúa sobre otra, y así sucesivamente hasta formar el producto de interés, se han vuelto cada vez más populares, particularmente para reacciones de síntesis orgánica (Santacoloma, Gernaey y Woodley, 2011). El uso de dos o más enzimas en un único reactor se conoce bajo el nombre de “*one-pot reaction*”. En este tipo de reacciones, las enzimas pueden actuar bajo tres configuraciones: cascada, paralelo o en redes. Los tres sistemas se presentan en la Figura 5.10.

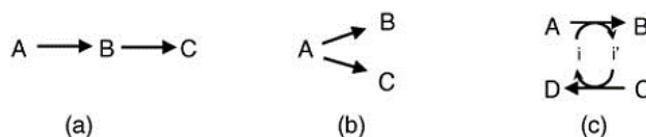
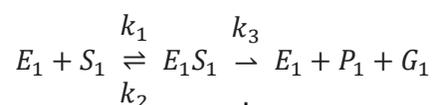


Figura 5.10: Esquemas de reacciones con múltiples enzimas (a) cascada; (b) paralelo; (c) redes (Illanes, Wilson y Vera, 2014)

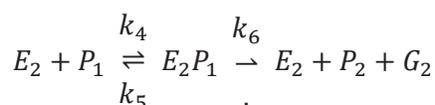
Al igual que con las reacciones de una enzima, el modelado de reacciones con múltiples catalizadores requiere del balance de masa respectivo y la determinación de la ecuación de velocidad para cada una de las especies involucradas. Sin embargo, por lo general, no es posible encontrar expresiones analíticas que describan el curso de la reacción, porque las ecuaciones cinéticas, en estos casos, no son lineales. Por lo tanto, los perfiles del sustrato y producto deben ser determinados utilizando métodos numéricos (Ramachandran, Krishna y Panchal, 1976; Ishii et al.

2007). No obstante, si se asume que la cinética corresponde a un sistema de primer orden, entonces es posible encontrar una expresión de manera mucho más sencilla (Goldman y Katchalski, 1971; Krishna y Ramachandran, 1975).

En la reacción de hidrólisis para la liberación de aromas, las enzimas actúan de forma coordinada bajo un preciso sistema de cascada. Y si bien son cuatro las enzimas involucradas en el proceso, diversas fuentes bibliográficas han reportado que ARA y β G son las enzimas más importantes en el proceso hidrolítico (Espinoza, 2010). Además, los antecedentes respecto a RAM y API son bastante escasos, razones por las que sólo serán consideradas ARA y β G en el análisis cinético. De esta forma, la reacción hidrolítica descrita se puede expresar de manera esquemática a partir de las ecuaciones 5.55 y 5.56:



Ecuación 5.56



Ecuación 5.57

Donde:

E_1 : α -L-arabinofuranosidasa

S_1 : Disacárido unido al terpeno

P_1 : β -D-glucósido

G_1 : Arabinosa residual

E_2 : β -glucosidasa

P_2 : Terpeno

G_2 : Glucosa

En la Tabla 5.27 se presentan los parámetros cinéticos para las enzimas ARA y β G del preparado comercial AR 2000. Los parámetros fueron medidos a 25 [°C], pH 3,5 y se determinaron utilizando el método de Lineweaver Burk.

Tabla 5.27: Parámetros cinéticos de ARA y BG solubles, a pH 3,5 y 25 [°C], adaptado de Spagna et al. (1998)

Enzima	Parámetro	
	V _{máx} [U/mg]	K _m [mM]
β -glucosidasa	4	0,6
α -L-arabinofuranosidasa	37	0,63

La constante de afinidad de ARA y BG, bajo las condiciones de operación señaladas, son bastante similares (0,6 y 0,63 [mM]), por lo que a través de este parámetro no es posible discriminar entre ambas enzimas. Sin embargo, la velocidad máxima de la enzima α -L-arabinofuranosidasa es casi 10 veces mayor a la velocidad de BG; lo que implica que la primera etapa del proceso de hidrólisis ocurre de manera prácticamente instantánea en comparación a la segunda, siendo esta última considerada el paso limitante. Así, la expresión de velocidad queda definida por la Ecuación 5.58:

$$v = k_6 \cdot [E_2P_1]$$

Ecuación 5.58

Considerando un estado estacionario en relación a la especie enzimática E_2P_1 , de acuerdo al mecanismo de Briggs y Haldane, se obtiene la Ecuación 5.59:

$$\frac{d(E_2P_1)}{dt} = 0 = k_4 \cdot [E_2] \cdot [P_1] - k_5 \cdot [E_2P_1] - k_6 \cdot [E_2P_1]$$

Ecuación 5.59

La constante de disociación queda expresada de la siguiente forma:

$$K = \frac{k_4}{k_5 + k_6} = \frac{[E_2P_1]}{[E_2] \cdot [P_1]}$$

Ecuación 5.60

Despejando respecto a E_2 :

$$[E_2] = \frac{[E_2P_1]}{[P_1]} \cdot \frac{1}{K}$$

Ecuación 5.61

Por otra parte, al realizar el balance a las especies enzimáticas activas se obtiene que:

$$E_0 = E_2 + E_2P_1$$

Ecuación 5.62

Sustituyendo E_2 en la Ecuación 5.61, el balance enzimático queda de la siguiente forma:

$$E_0 = \frac{[E_2P_1]}{[P_1]} \cdot \frac{1}{K} + [E_2P_1]$$

Ecuación 5.63

Al despejar la especie enzimática E_2P_1 de la ecuación anterior, se llega a que:

$$[E_2P_1] = \left(\frac{[E_0] \cdot [P_1]}{K + [P_1]} \right)$$

Ecuación 5.64

De esta forma, la expresión de velocidad indicada inicialmente, se puede reescribir de la siguiente manera:

$$v = \frac{k_6 \cdot [E_0] \cdot [P_1]}{K + [P_1]}$$

Ecuación 5.65

Por lo tanto, la expresión de velocidad de la reacción hidrolítica para la liberación de aromas, es la siguiente:

$$v = \frac{vmáx \cdot [P_1]}{K + [P_1]}$$

Ecuación 5.66

Modelo de inactivación térmica

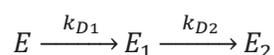
La pérdida de capacidad catalítica durante la operación y funcionamiento de un reactor enzimático es uno de los mayores problemas relacionados a las reacciones de biocatálisis. Tal pérdida puede ser producida por diferentes razones: esfuerzos de corte (Joshi et al. 2001), tensión superficial (Sarkar, Bhattacharya y Mukherjea, 1987), desgaste y desorción de la matriz en el caso de enzimas inmovilizadas (Regan, Dunnill y Lilly, 1974), etc. Sin embargo, la causal más relevante es la temperatura (Peterson, Hill y Amundson, 1989; Turner y Vulfson, 2000). De hecho, la inactivación térmica es un fenómeno prácticamente inevitable, ya que los efectos contrarios que la temperatura de operación produce sobre la actividad enzimática y la estabilidad del catalizador, provocan que ésta siempre represente un compromiso entre ambos factores (Illanes y Altamirano, 2008).

El proceso de inactivación térmica ha sido tradicionalmente descrito de acuerdo a un mecanismo de primer orden, en el cual la especie enzimática transita de un estado de máxima actividad a su forma inactivada en un solo paso. Este modelo es claramente una simplificación del complejo fenómeno de inactivación. En primer lugar, resulta bastante difícil de entender que una molécula

proteica de alta complejidad pierda su funcionalidad biológica como consecuencia de un cambio conformacional en una única etapa; sobre todo en el caso de catalizadores inmovilizados. Además, es probable que la pérdida de capacidad catalítica no sólo se vea afectada por la temperatura de la reacción, sino también por otros factores (Illanes y Altamirano, 2008). Por esta razón, el efecto de la temperatura sobre la actividad de enzimas inmovilizadas es representado de mejor manera mediante la utilización de mecanismos más robustos. En ese sentido, los mecanismos en serie son muy flexibles, teniendo la capacidad de reflejar diversos escenarios, por lo que suelen ser utilizados con este propósito (Vrábel et al. 1997; Azevedo, Fonseca y Prazeres, 1999; Longo y Combes 1999; Aymard y Belarbi, 2000). Estos mecanismos postulan que la enzima transita desde un estado nativo a un estado final a través de sucesivos estados intermediarios, cuya actividad específica intrínseca es progresivamente menor, y que cada una de estas transiciones puede ser representada por medio de una cinética de primer orden (Illanes y Wilson, 2004). Sin embargo, estos modelos pueden contener un elevado número de parámetros que no pueden ser evaluados experimentalmente. No obstante, mecanismos relativamente sencillos, como el de inactivación en serie bifásica (Henley y Sadana, 1986), se ajustan bastante bien a este tipo de situaciones, significando una mejora considerable en relación a los mecanismos de primer orden de un solo paso.

Por lo tanto, se ha seleccionado este último mecanismo para describir el proceso de inactivación del Combi CLEA durante la operación del reactor.

Considerando un estado enzimático final completamente inactivo, el mecanismo descrito anteriormente se puede esquematizar de la siguiente manera:



Ecuación 5.67

$$\frac{E}{E_0} = \left(1 + \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}}\right) \cdot \exp(-k_{D1} \cdot t) - \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \cdot \exp(-k_{D2} \cdot t)$$

Ecuación 5.68

Donde:

k_{D1} , k_{D2} : Constantes cinéticas de inactivación, [h^{-1}]

α : Razón entre la actividad de la especie enzimática intermedia y la inicial, E_1/E_0

Además, para el caso de ARA, se utilizará un mecanismo conocido como “periodo de gracia” en el cual la enzima permanece totalmente estable por un cierto periodo de tiempo, para luego inactivarse de acuerdo a un mecanismo de primer orden (Illanes y Altamirano, 2008). Así, la Ecuación 5.68 se reduce a:

$$\frac{E}{E_0} = \left(\frac{k_{D2}}{k_{D2} - k_{D1}} \right) \cdot \exp(-k_{D1} \cdot t) - \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \cdot \exp(-k_{D2} \cdot t)$$

Ecuación 5.69

Restricciones difusionales

Las limitaciones de transferencia de masa pueden ser relevantes en biocatálisis heterogénea. Si la enzima se inmoviliza en la superficie o en el interior de una matriz sólida, las restricciones difusionales externas o internas pueden ser significativas y tienen que ser consideradas para el apropiado diseño del biorreactor (Illanes y Wilson, 2004).

Las restricciones difusionales externas (RDE) resultan como consecuencia de la existencia en la vecindad de la partícula catalítica de una zona de líquido estagnado o cuasi estagnado, donde no hay transporte convectivo de las moléculas de sustrato, cuyo movimiento ocurre sólo por difusión molecular (Illanes, 2002b). Por otra parte, las restricciones difusionales internas (RDI) toman relevancia cuando la enzima se encuentra inmovilizada dentro de una partícula, como consecuencia de la baja velocidad de transporte de sustratos (y productos) dentro de una matriz sólida o a través de una estructura de microporos.

En el caso de los CLEAs, dado que las enzimas se encuentran comprimidas en un volumen muy pequeño en comparación a las enzimas solubles, las limitaciones en la transferencia de masa son de esperar, sobre en todo a altas velocidades de reacción. Sin embargo, en la mayoría de los procesos de biocatálisis que involucran este tipo agregados, los efectos difusionales han sido prácticamente insignificantes. En este caso, considerando que los Combi-CLEAs tienen propiedades físicas y operacionales muy similares a los CLEAs, se considerará que las restricciones difusionales son despreciables.

Modelación del comportamiento del reactor

En base al modelo cinético y al mecanismo de inactivación térmica definido, es posible plantear la ecuación característica del comportamiento del reactor enzimático; que tal como se detalló en la sección 3.3.4, opera bajo modalidad de lotes repetidos.

Realizando el balance de masa respectivo al sustrato, se obtiene que:

$$-v = \frac{dS}{dt}$$

Ecuación 5.70

Dado que en el caso de la reacción de hidrólisis para la liberación de aromas se consideró solamente la segunda etapa catalítica, el balance de masa se realiza en relación al β -glucósido, producto resultante de la primera reacción, lo que se expresa en la Ecuación 5.71.

$$\frac{vm_{\text{máx}} \cdot [P_1]}{K + [P_1]} = \frac{d[P_1]}{dt}$$

Ecuación 5.71

Por su parte, la concentración de sustrato (P_1) a lo largo de la reacción se puede expresar en función de su concentración inicial y el grado de conversión. El procedimiento se presenta desde la Ecuación 5.72 a la Ecuación 5.76.

$$x = \frac{[P_0] - [P]}{[P_0]}$$

Ecuación 5.72

$$[P] = [P_0] \cdot (1 - x)$$

Ecuación 5.73

Además, derivando la respecto a P, se tiene:

$$dP = -[P_0] \cdot dx$$

Ecuación 5.74

Así, la se puede expresar de la siguiente forma:

$$v_{\text{máx}} \cdot dt = \left(\frac{K + [P_0] \cdot (1 - x)}{[P_0] \cdot (1 - x)} \right) \cdot [P_0] \cdot dx$$

Ecuación 5.75

Sabiendo que la velocidad se define como:

$$v_{\text{máx}} = k_{\text{cat}} \cdot E(t)$$

Ecuación 5.76

A su vez, dado que la actividad enzimática es un parámetro que varía a lo largo del tiempo de acuerdo al mecanismo de inactivación descrito en la sección anterior, se obtiene:

$$v_{m\acute{a}x} = k_{cat} \cdot E_0 \cdot \left[\left(1 + \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \right) \cdot \exp(-k_{D1} \cdot t) - \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \cdot \exp(-k_{D2} \cdot t) \right]$$

Ecuación 5.77

Cabe destacar que la expresión de inactivación utilizada corresponde al modelo descrito para βG , ya que diferentes fuentes bibliográficas y experiencias de laboratorio indican que esta enzima, además de ser la más lenta, es la que sufre el proceso de inactivación más rápido. En el Apéndice L se presentan los gráficos y datos correspondientes.

Finalmente, la Ecuación 5.78 describe el comportamiento del reactor enzimático para la liberación de compuestos aromáticos a partir de la hidrólisis consecutiva de azúcares. Tal como se señaló al principio de esta sección, la expresión fue desarrollada considerando únicamente la última enzima del proceso, βG , dado que cataliza el paso limitante de la reacción.

$$\frac{[P_0] \cdot x}{K} - \ln(1 - x) = \frac{m_{cat} \cdot a_{sp}}{K} \cdot \left[\left(1 + \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \right) \cdot \left(\frac{1 - \exp(-k_{D1} \cdot t)}{k_{D1}} \right) - \alpha \cdot \frac{k_{D1}}{k_{D2} - k_{D1}} \cdot \left(\frac{1 - \exp(-k_{D2} \cdot t)}{k_{D2}} \right) \right]$$

Ecuación 5.78

Donde:

x: Grado de conversión

[P₀]: Concentración inicial de β-glucósido, [mM]

K: Constante de afinidad, [mM]

m_{cat}: Concentración del catalizador [g/L]

a_{sp}: Actividad específica, [mmol/h·g_c]

k_{D1}, k_{D2}: Constantes de inactivación térmica, [h⁻¹]

t: Tiempo de reacción, [h]

α: Razón entre la actividad de la especie enzimática intermedia y la inicial, E₁/E₀

Tabla 5.28: Parámetros de diseño del comportamiento del reactor enzimático

Parámetro	Valor
Razón E ₁ /E ₀ (α)	0,9
Grado de conversión (x)	0,9
Constante de afinidad (K) [mM]	0,6
Actividad específica (a _{sp}) [mmol/h·g _c]	0,024
Concentración de catalizador (m _{cat}) [g/L]	41,57
Constante de inactivación térmica (k _{D1}) [h ⁻¹]	0,02155
Constante de inactivación térmica (k _{D2}) [h ⁻¹]	0,06592
Tiempo de reacción (t) [h]	1,43 – 3,3

Ciclo de uso del catalizador

Como se señaló en el capítulo 3, sección 3.3.4, el reactor operará bajo un sistema discontinuo de lotes repetidos, en donde la enzima se encuentra inmovilizada (Combi CLEA) y el reactor posee un dispositivo que permite la retención del catalizador, de forma tal que sea posible reutilizar la enzima luego del primer lote de reacción.

Dado que la actividad residual va disminuyendo progresivamente después de cada lote, el tiempo de operación irá aumentando de forma paralela, hasta el punto que la actividad no sea lo suficientemente alta para obtener el grado de conversión deseado, o bien, hasta alcanzar un tiempo de reacción muy elevado, haciendo que el proceso pierda rentabilidad y viabilidad. A este periodo se le conoce como ciclo de uso, o vida, del catalizador enzimático.

En el caso del reactor enzimático diseñado para la liberación de compuestos aromáticos, el ciclo de uso del catalizador alcanza los 4 meses de trabajo de la planta, equivalentes a 120 lotes, acumulando un total de 249,5 [h] de operación. Tiempo durante el cual no es necesario realizar un recambio del catalizador (considerando que el momento de recambio se realiza generalmente cuando $E_{final}/E_{inicial} = 0,2-0,3$), finalizando con una actividad residual del 42% respecto a la inicial. El análisis correspondiente se presenta en la Tabla M.1 del Apéndice L.

Dimensionamiento geométrico del reactor

Si bien sólo es necesario un reactor enzimático para cumplir con los requerimientos de la planta, se considerará un equipo adicional no operativo que se encuentre disponible en caso de existir alguna contingencia durante la jornada productiva. Cada uno de los reactores estará conformado por una carcasa, un motor externo, 4 deflectores para asegurar la turbulencia del fluido, sistema de enfriamiento, condensador y dispositivos removibles para la recuperación del catalizador.

El dimensionamiento geométrico de los reactores enzimáticos está basado en el balance de masa realizado en el capítulo 4, sección 4.4.4, en donde se señala que el flujo másico que ingresa a la etapa hidrolítica es de 1525 [kg]. Considerando las fracciones másicas y densidades de cada uno de los compuestos, se determina un volumen de reacción (V_{rxn}) igual a 1,55 [m³]. De esta forma, el volumen útil del reactor queda definido a partir de la siguiente ecuación:

$$V_{\text{útil}} = V_{rxn} + V_{cat}$$

Ecuación 5.79

El volumen de catalizador depende netamente de la concentración determinada para la reacción y de la densidad del mismo, de manera que:

$$V_{cat} = \frac{m_{cat} \cdot V_{rxn}}{\rho_{cat}}$$

Ecuación 5.80

Donde:

m_{cat} : Concentración del catalizador en el reactor, 41,57 [kg/m³]

ρ_{cat} : Densidad del catalizador, [kg/m³]

Si bien la densidad del catalizador a utilizar se desconoce, es posible utilizar el dato presentado por Brady et al. (2008), para un agregado enzimático libre de soporte; con características similares al Combi-CLEAs empleado en este proceso. La densidad específica determinada por Brady y sus colaboradores (2008), fluctúa entre 1,11 y 1,23 [g/ml], equivalentes 1110 y 1230 [kg/m³] respectivamente.

Reemplazando los datos en la Ecuación 5.80, se obtiene que el volumen de catalizador varía entre 0,054 [m³] y 0,049 [m³]. Para efectos de diseño, se considerará la condición límite, con un volumen

de $0,054 \text{ [m}^3\text{]}$. De esta manera, se obtiene que $V_{\text{útil}} = 1,6 \text{ [m}^3\text{]}$. Sabiendo además que el volumen de carcasa es un 25% mayor que el volumen útil, se tiene que $V_{\text{carcasa}} = 2 \text{ [m}^3\text{]}$.

Las razones geométricas consideradas corresponden a las razones típicas para recipientes de tanque agitado, las cuales se encuentran detalladas en la Tabla 5.28 La nomenclatura utilizada para el diseño se presenta en la Figura 5.11.

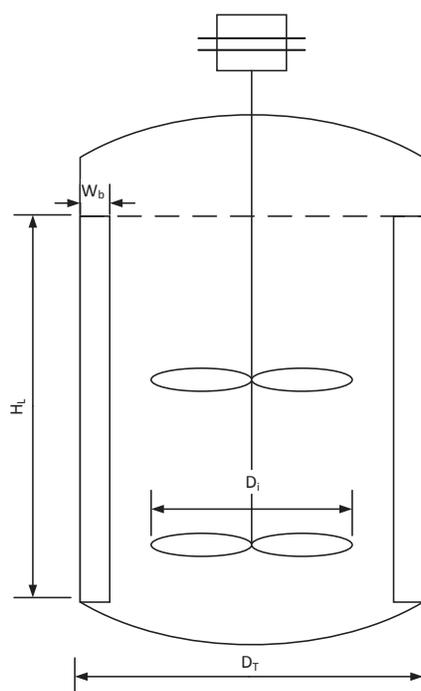


Figura 5.11: Nomenclatura utilizada para el diseño de un recipiente agitado

Tabla 5.29: Parámetros de diseño típicos de reactores

Razón	Valor
H_L/D_T	1
D_T/D_i	3
H_i/D_i	1
W_b/D_T	0,1
Número de deflectores	4

Para identificar cada una de las dimensiones del reactor, el volumen útil se puede expresar como la suma del volumen del cuerpo cilíndrico en contacto directo con la mezcla y el volumen del fondo elipsoidal, como se indica en la Ecuación 5.81:

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

Ecuación 5.81

Reescribiendo esta ecuación se tiene:

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi \cdot D_T^2 \cdot H_L}{4} + \frac{1}{2} \cdot \frac{4 \cdot \pi \cdot a \cdot b \cdot c}{3}$$

Ecuación 5.82

Donde “a”, “b” y “c” representan los semiejes del elipsoide; “a” y “b” equivalen al radio del tanque, mientras que “c” corresponde a la cuarta parte del diámetro. Utilizando una razón $H_L/D_T = 1$, la Ecuación 5.82 puede expresarse en función del diámetro del equipo:

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

Ecuación 5.83

El número de impulsores se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$n_i = \frac{H_L - (H_i - 0,25 \cdot D_T)}{H_L/2}$$

Ecuación 5.84

El impulsor seleccionado para el diseño del reactor es una turbina rushton, Figura 5.13, la cual genera que el fluido circule radialmente desde el impulsor hacia las paredes del tanque en donde se divide en dos corrientes: una que fluye hasta la parte superior y otra hacia abajo, para luego encontrarse nuevamente en el centro (Doran, 2013). El patrón de flujo creado por la turbina se ilustra en la Figura 5.12.

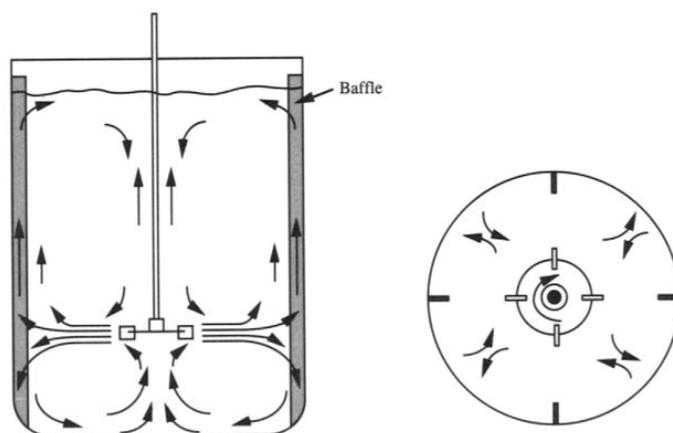


Figura 5.12: Patrón de flujo generado por un impulsor de flujo radial en un tanque con deflectores. A la izquierda se presenta la vista lateral y a la derecha la vista superior (Doran, 2013)

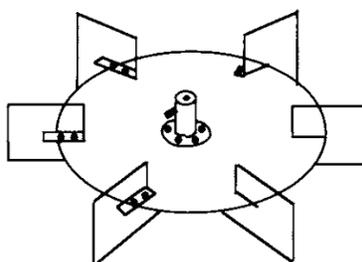


Figura 5.13: Turbina rushton

La turbina rushton tiene un amplio rango de aplicaciones, especialmente dentro de la industria química y, debido a su gran popularidad, muchos dispositivos utilizados para el soporte y recuperación de catalizadores inmovilizados, han sido diseñados para trabajar de forma conjunta con estos impulsores. El diseño seleccionado para este reactor se presenta en la Figura 5.14.

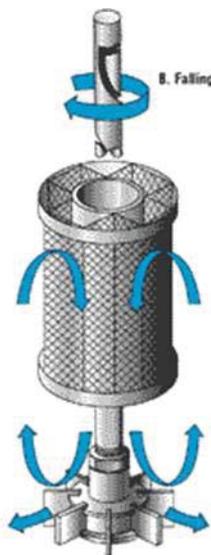


Figura 5.14: Impulsor con cesta para soporte y recuperación del catalizador
 (www.autoclaveengineers.com)

En la Tabla 5.30 se presentan los valores obtenidos para el diseño y dimensionamiento del reactor enzimático.

Tabla 5.30: Parámetros de diseño del reactor enzimático

Parámetro	Valor
Ancho deflector (W_b) [m]	0,12
Número de impulsores (n_i)	6
Altura de líquido (H_L) [m]	1,20
Altura del tanque (H_T) [m]	1,56
Diámetro del tanque (D_T) [m]	1,20
Diámetro del impulsor (D_i) [m]	0,40
Distancia entre impulsor y fondo (H_i) [m]	0,40

Tiempo de mezcla

El tiempo de mezcla indicará el momento que la mezcla al interior del reactor se encuentre totalmente homogénea, y se puede determinar de acuerdo a la Ecuación 5.85.

$$t_m = \frac{1,54 \cdot V}{D_i^3 \cdot N_i}$$

Ecuación 5.85

Donde:

t_m : Tiempo de mezcla, [min]

V: Volumen de mezcla, 1,6 [m³]

N_i: Velocidad de agitación, 500 [rpm]

D_i: Diámetro del impulsor, 0,4 [m]

De esta forma, el tiempo de mezcla (t_m) estimado es de 4,6 [s].

Diseño del sistema de control de temperatura del reactor enzimático

Para mantener la temperatura al interior del reactor enzimático se requiere del uso de un equipo de transferencia de calor adecuado, seleccionándose un serpentín sumergido por su simpleza, bajo costo y alta área de transferencia (Acevedo, 2002).

El diseño térmico del serpentín involucra la determinación del área de transferencia de calor requerida para:

- Disminuir la temperatura de la mezcla entrante hasta la temperatura de operación del equipo
- Mantener la mezcla a la temperatura de operación durante el tiempo que dure la hidrólisis enzimática

La ecuación de diseño para este tipo de sistema es la siguiente:

$$Q_s = U \cdot A_s \cdot \Delta T_{ML}$$

Ecuación 5.86

Donde:

A_s : Área de transferencia de calor para disminuir la temperatura del medio de reacción, [m²]

ΔT_{ML} : Temperatura media logarítmica entre $(t_1 - T_2)$ y $(t_2 - T_1)$, 23,27 [°C]

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y operación de la mezcla en el reactor, 50 y 10 [°C]

Enfriamiento de la mezcla hasta la temperatura de operación

De acuerdo al balance energía realizado en la sección 4.4.4, se deberá disponer de un serpentín capaz de transmitir 210145 [kJ/día] (Q_s), utilizando para ello agua de enfriamiento, la cual se calienta de 0 [°C] (T_1) a 5 [°C] (T_2). La disminución de temperatura debe ocurrir de manera rápida, tal que la mayor parte de la operación se realice a los 10 [°C] definidos.

Estimando un tiempo de enfriamiento (t_s) de 15 [min], el flujo de calor retirado (q_s) será:

$$q_s = \frac{Q_s}{t_s}$$

Ecuación 5.87

De la Ecuación 5.87 se sabe que $q_s = 840580$ [kJ/h]. Considerando un coeficiente de transferencia de calor 3344 [kJ/h·m²·°C] (Acevedo, 2002) se obtiene un área de transferencia $A_s = 10,8$ [m²].

A su vez, la masa de agua de enfriamiento requerida está determinada por la siguiente ecuación:

$$m_s = \frac{q_s}{Cp_s \cdot (T_2 - T_1)}$$

Ecuación 5.88

Considerando que la capacidad calorífica del agua de enfriamiento a la temperatura promedio (Cp_s) es igual a 4,176 [kJ/kg·°C], se obtiene que $m_s = 40257,66$ [kg/h].

Mantenimiento de la temperatura de operación

La energía necesaria para mantener la temperatura de operación del lote, según el balance de energía realizado para esta etapa, es de 6027,65 [kJ/día]. Puesto que el tiempo de duración de los lotes varía diariamente dependiendo de la actividad residual del catalizador, el diseño del serpentín se realizará en base a los tiempos más cortos de operación. Ya que, como la masa de reacción se mantiene constante en todos los casos, a menores tiempos de reacción mayor será el flujo necesario de calor a retirar. Así, estimando un tiempo de lote igual a 1,43 [h] por día, se tiene un flujo de calor de 4215,14 [kJ/h].

Para la determinación del área, se utiliza el coeficiente global indicado anteriormente y la temperatura media logarítmica que se indica a continuación:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{op} - T_2) - (T_{op} - T_1)}{\ln\left(\frac{T_{op} - T_2}{T_{op} - T_1}\right)} = 7,2[^\circ C]$$

De esta forma se obtiene un área de transferencia requerida igual a 0,18 [m²].

La determinación del flujo requerido se realiza en base al mismo procedimiento anterior, considerando un $Cp_s=4,175$ [kJ/kg·°C]. Así se tiene que $m_s=100,96$ [kg/h].

Dimensionamiento del serpentín

La masa de agua requerida para cada tarea y los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 5.31.

Tabla 5.31: Resultados del balance energético y diseño del sistema de control de temperatura del reactor

Parámetro	Disminución de temperatura	Mantenimiento de temperatura
Calor requerido [kJ/día]	210145	4215,14
Área de intercambio [m ²]	32,4	0,18
Tiempo de operación [min]	5	85,8
Agua de enfriamiento [kg/h]	40257,66	100,96

Una vez obtenida el área de intercambio para ambas tareas, disminución y mantenimiento de temperatura, el serpentín se diseña en base a la que posee mayor magnitud, es decir, el área de intercambio requerida para disminuir la temperatura de la mezcla que ingresa a la etapa hidrolítica. El paso y diámetro del serpentín puede adaptarse a la aplicación requerida, sin embargo, se debe tener en consideración que el paso no debe ser superior a 600 [mm] ni inferior al diámetro externo de la cañería, generalmente tomando el valor de dos veces el diámetro externo de ésta (Shilling, 2008). El diámetro de la tubería utilizada normalmente corresponde a la trigésima parte del diámetro del tanque ($D_t/30$) (Towler y Sinnott, 2008), no obstante, es recomendable que éste se encuentre entre 38,1 y 63,4 [mm]. De esta forma, para un diámetro de tanque de 1,2 [m], se selecciona la siguiente cañería:

Tabla 5.32: Especificaciones de la cañería de acero inoxidable IPS del serpentín

Parámetro	Valor
Diámetro nominal [pulg]	1 ½
Diámetro externo (d_o) [mm]	48,26
Diámetro interno (d_i) [mm]	40,89
Número de cédula	40
Espesor pared [mm]	0,145

Continuación Tabla 5.32: Especificaciones de la cañería de acero inoxidable IPS del serpentín

Parámetro	Valor
Área de la sección interna (A_{sc}) [mm^2]	1313,65

Puesto que el paso del serpentín (k) corresponde a 2 veces el diámetro externo de la tubería, se tiene que:

$$k = 2 \cdot d_0$$

Ecuación 5.89

Por otro lado, puesto que se conoce el área de transferencia requerida, el largo del serpentín puede determinarse a través de la Ecuación 5.90:

$$l = \frac{As}{\pi \cdot d_0}$$

Ecuación 5.90

Donde:

As : Área de intercambio requerida, 10,8 [m^2]

A su vez, el diámetro puede calcularse de la siguiente manera:

$$D = D_t - 2 \cdot W_b - d_0$$

Ecuación 5.91

Donde:

D : Diámetro del serpentín, [m]

D_t : Diámetro del reactor, 1,20 [m]

W_b : Ancho deflectores, 0,12 [m]

Conocido los valores del diámetro y largo del serpentín, es posible calcular el número de vueltas a través de la Ecuación 5.92 (Acevedo, 2002).

$$n = \frac{l}{2 \cdot \pi \cdot \sqrt{R^2 + k^2}}$$

Ecuación 5.92

Donde:

n: Número de vueltas

R: Radio del serpentín, 0,4475 [m]

En la Tabla 5.33 se exponen los resultados obtenidos para el diseño y dimensionamiento del sistema de enfriamiento del reactor enzimático.

Tabla 5.33: Resultados de parámetros de diseño del serpentín

Parámetro	Valor
Paso [mm]	96,52
Número de vueltas	25
Largo del serpentín [m]	23
Diámetro del serpentín [m]	0,895
Área de transferencia de calor [m ²]	10,8

5.3.6 Columna de destilación a vacío

Para el diseño de la columna de destilación, se utilizó el método analítico propuesto por Fenske-Underwood-Gilliland, que consiste en el uso secuencial de tres relaciones empíricas que desembocan en del número de etapas ideales que se requieren para llevar a cabo una separación especificada (Jiménez, 2003). La selección de este método de diseño se debe principalmente a que los métodos de procedimiento más rigurosos, como el conocido método gráfico de McCabe- Thiele, necesitan de concentraciones en la alimentación de un mayor orden de magnitud en comparación a la que se maneja en este trabajo. La ecuación de Fenske (Ecuación 5.93) se usa para determinar el número mínimo de etapas, utilizando datos del balance de materia y de la volatilidad relativa

promedio entre los componentes clave; asumiendo que éstas se mantienen constante a lo largo de la operación.

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{x_{D,LK} \cdot x_{B,HK}}{x_{D,HK} \cdot x_{B,LK}}\right)}{\ln(\alpha_{LK,HK})}$$

Ecuación 5.93

Donde:

$x_{D,LK}$: Fracción del componente clave liviano en el tope

$x_{D,HK}$: Fracción del componente clave pesado en el tope

$x_{B,LK}$: Fracción del componente clave liviano en el fondo

$x_{B,HK}$: Fracción del componente clave pesado en el fondo

$\alpha_{LK,HK}$: Volatilidad relativa del componente liviano respecto al pesado, 4,23 (Diban, 2008)

De esta forma, el número mínimo de etapas (N_{min}) es independiente de la condición termodinámica de la alimentación y sólo depende del grado de separación deseada y de la volatilidad relativa.

Por otro lado, la Ecuación de Underwood está compuesta por dos partes. La primera se basa en condiciones de alimentación y se usa para encontrar el valor de la constante θ (Ecuación 5.94). En el caso de sistemas multicomponente, la relación de Underwood debe resolverse a partir de algún método numérico; y de las varias raíces que éste arrojará, se deberá seleccionar aquella que se encuentre entre las volatilidades relativas de los componentes clave (Jiménez, 2003). En este caso, se considerará que la mezcla entrante corresponde a un sistema binario de aroma y agua; por lo que la resolución de la ecuación se simplifica considerablemente. Una vez obtenido el valor de θ , se sustituye en la Ecuación 5.95 –la cual se evalúa para las condiciones del destilado–, para obtener el valor de la razón de reflujo mínima (R_{min}).

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - \phi$$

Ecuación 5.94

Donde:

$x_{i,F}$: Composición molar del componente i en la alimentación

α_i : Volatilidad relativa para el componente i evaluada a las condiciones de alimentación

ϕ : Fracción de líquido en la alimentación

θ : Constante de Underwood

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_{mín} + 1$$

Ecuación 5.95

Las columnas de destilación industrial deben ser operadas entre dos condiciones límites, reflujo mínimo y reflujo total. El rango óptimo entre las razones de reflujo de operación a reflujo mínimo ($R/R_{mín}$) va de 1,05 a 1,50, con los valores menores aplicados a las separaciones difíciles (por ejemplo $\alpha = 1,2$) y los valores más altos aplicados a las separaciones fáciles ($\alpha > 1,5$) (Torres, s.f.).

Cabe destacar que el valor de la razón de reflujo óptima es un parámetro que no está claramente definido, por lo que se tomará un valor promedio de 1,3.

Por último, se calcula el número de etapas N a reflujo real, mediante la gráfica de Gilliland o bien mediante la Ecuación de Molokanov (Ecuación 5.96), la cual es un ajuste de la correlación presentada en la gráfica.

$$\frac{N - N_{mín}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4 \cdot x}{11 + 117,2 \cdot x} \right) \cdot \left(\frac{x - 1}{x^{0,5}} \right) \right]$$

Ecuación 5.96

El plato de alimentación, es decir, la etapa en donde ingresa la mezcla al destilador, puede ser estimado a partir de la Correlación de Kirkbride (Ecuación 5.97).

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}} \right) \cdot \left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \cdot \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0,206}$$

Ecuación 5.97

Donde:

N_R : Número de etapas en la zona de rectificación

N_S : Número de etapas en la zona de stripping

B: Flujo molar del componente clave pesado en el fondo, [kmol/h]

D: Flujo molar del componente clave liviano en el tope, [kmol/h]

Para definir el diámetro (D_c) como la altura (H_c) de la columna, Heaven propone las correlaciones empíricas que se presentan a continuación (Jiménez, 2003).

$$D_c = \left[\frac{4}{\pi \cdot V} \cdot D \cdot (R + 1) \cdot 22,2 \cdot \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) \cdot \left(\frac{1}{P} \right) \cdot \left(\frac{1}{3600} \right) \right]^{1/2}$$

Ecuación 5.98

Donde:

D_c : Diámetro de la columna, [m]

D: Flujo de destilado, [kmol/h]

R: Razón de reflujo

T_{DV} : Temperatura de rocío del vapor en el condensador, 313,15 [K]

P: Presión de la columna, 0,01 [atm]

Además, se tiene que:

$$V = 0,761 \cdot \left(\frac{1}{P} \right)^{1/2}$$

Ecuación 5.99

Por su parte, la altura de la columna se determina evaluando la Ecuación 5.100.

$$H_c = 0,61 \cdot \left(\frac{N}{\eta}\right) + 4,27$$

Ecuación 5.100

Donde:

η : Eficiencia promedio de los platos de la columna, 70% (Jiménez, 2003)

Los parámetros y resultados obtenidos para el diseño de la columna de destilación se detallan en la Tabla 5.34.

Tabla 5.34 : Especificaciones de la columna de destilación

Parámetro	Valor
Tipo de plato	Platos perforados
Razón de reflujo (R)	0,389
Eficiencia promedio plato [%]	70
Espaciamiento entre platos [m]	0,6
Diámetro de la columna (D_c) [m]	3
Altura de la columna (H_c) [m]	17
Número de etapas teóricas (N)	14

5.4 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ACEITE

5.4.1 Molino de discos

El principal criterio para la selección de un adecuado molino es la capacidad y el diámetro de partícula que se desea alcanzar. En este caso, se necesita llegar a un diámetro de partícula de 0,6 [mm], tamaño adecuado para la extracción de aceite de semilla de uva por prensado Guerra y Zúñiga (2003) y se requiere una capacidad mínima de 1600 [kg/día]. En este contexto, el equipo seleccionado corresponde al equipo utilizado en la sección 5.3.1, con un tiempo de operación de 1 [h].

5.4.2 Tratamiento térmico

Debido a que este tipo de equipos se cargan manualmente, se consideran 2 [h] en la carga manual y otras 2 [h] en la descarga (Nonhebel y Moss, 1979). Por lo tanto, el tiempo total de operación es de 4,33 [h] , considerando los 20 minutos de tratamiento. Debido a que no se cuenta con la cinética de secado para las semillas de uva, se seleccionó un equipo con las características adecuadas para llevar a cabo la cocción. Las características de este equipo se muestran en la Tabla 5.35.

Tabla 5.35: Características del secador de bandejas

Parámetro	Valor
Modelo	HS 200-1800 AG
Marca	Hornos Industriales Chile
Capacidad [kg]	1200-1800
Dimensiones de las bandejas (L·W·H) [mm]	400·400·50
Dimensiones del secador (L·W·H) [mm]	1900·900·1750
Número de bandejas	66
Temperatura máxima de trabajo [°C]	200
Tiempo de operación [h]	4,33
Número de equipos	1

5.4.3 Prensa tornillo

En este caso la presión es uno de los criterios fundamentales en la selección del equipo. Se busca un equipo capaz de alcanzar 392 bar de presión, que cumpla con la capacidad establecida para tratar los 1595,68 [kg] recibidos en un día, en el menor tiempo posible. Debido a esto, se cotizó la siguiente prensa tornillo (Tabla 5.36). Este equipo incluye dos filtros con tamaño de poro de 0,1 [mm], por los cuales se hace pasar el aceite previo a su descarga.

Tabla 5.36: Características de la prensa tornillo

Característica	Valor
Modelo	ZZ-160
Marca	Black Spider Company Ltd.
Capacidad [kg/h]	650
Potencia total [kW]	30
Dimensiones (L·W·H) [m]	2,3·1,7·1,9
Tiempo de operación [h]	1,22
Diámetro del tornillo [mm]	160
Número de equipos	2

5.4.4 Envasadora

Una vez recibido el aceite este se debe envasar en botellas de vidrio, preferiblemente color ámbar, ya que al ser un aceite crudo extraído por prensado, la exposición a la luz afecta en sus características (Martínez y Ceballos, 2014). El equipo se seleccionó en base al tipo de alimento que procesa además de su capacidad y características operacionales. La envasadora seleccionada puede empaquetar en botellas de vidrio o plástico, de 250 hasta 1000 [mL] y sus características están expuestas en la Tabla 5.37.

Tabla 5.37: Características de la envasadora

Parámetro	Valor
Modelo	GP 5600
Marca	GrePack
Capacidad [dosis/h]	720-1300
Dosis [mL]	250-1000
Consumo de aire [m ³ /min]	0,8
Tipo de empaquetado	Botellas de vidrio o pet
Tiempo de operación [h]	0,83
Potencia [kW]	1

5.5 EQUIPOS AUXILIARES

5.5.1 Transportadores

La selección de un equipo apropiado para el transporte de sólidos es un ejercicio relativamente complicado debido a los muchos factores que se interrelacionan y se deben tener presentes. La capacidad requerida para el flujo a transportar es ciertamente el factor principal a considerar, pero a esto debe agregarse los límites que existen para ciertos tipos de transportadores (Peters et al. 2003). En este proyecto a modo de estimación, se dispondrá de los siguientes transportadores:

Tornillo sinfín: Los tornillo sinfín son indicados para el transporte de granos y materiales fibrosos (Miravete y Larrondé, 2004). Estos equipos son uno de los más antiguos y versátiles, que consisten en un sistema de aspas helicoidales o seccionales, montadas en una tubería o un eje giratorio. En general, la potencia de estos equipos dependen de la capacidad y la longitud, para este caso se estimará una potencia de 0,43 [hp] la cual corresponde a un tornillo sinfín de capacidad 5 [ton/h] y 15 [pie] de largo (Grantges, 1999).

Transportador de capachos: Estos permiten el transporte de material, de manera segura y sencilla, pero el principal factor por el cual se eligió este transportador es que permite el transporte vertical (Grantges, 1999). La potencia de estos equipos está directamente relacionada con la capacidad, así un equipo de capacidad 7 [ton/h] tiene una potencia de 0,5 [hp] (Grantges, 1999).

El proceso inicia con el transporte de material desde el container de recepción hasta la tolva de alimentación del secador rotatorio, lo cual se realizará manualmente. Posterior a esto, la mezcla de semillas y hollejos sólidos serán transportados a través de un transportador de capachos (transporte vertical) al separador neumático que estará ubicado en altura. Esto es requerido, ya que a la salida de este último equipo se dispondrá de dos estanques (E1 y E2 respectivamente) equipados con sistema de válvulas y una tuberías que alimentarán por gravedad al molino de discos. De esta forma se permite seleccionar el componente que alimentará al molino.

A la salida del molino se contará con un estanque (E3) asociado a un tornillo sinfín que primeramente recepcionará el hollejo molido hasta transportarlo hacia la primera operación de producción de aromas, que es la extracción. Una vez vaciado el estanque E3, se procederá a moler las semillas para recepcionarlas en el mismo estanque y dirigir las a la etapa de producción de aceite, la cual inicia con el calentamiento en el secador de bandejas. Por la naturaleza discontinua de operación no se requerirá de sistema de transporte continuo, por lo que se cargará y descargará manualmente. Otro estanque asociado a un tornillo sinfín (E4) recepcionará el material descargado desde el secador de bandejas, para así conducirlo posteriormente a la prensa de extracción, desde donde se obtendrá el aceite y por otra parte la harina, que será recibida en el estanque E5. El dimensionamiento de los estanques mencionados, se aborda en la sección 5.5.3.

5.5.2 Bombas

Para el suministro de la energía necesaria para succionar y transportar un líquido de un equipo o estanque de acumulación a través de las tuberías, y descargarlo a la salida de los canales de conducción, es necesaria la utilización de bombas. Las dos clases principales de bomba son las de desplazamiento positivo y las centrífugas. Las unidades de desplazamiento positivo aplican presión directamente al líquido con un pistón recíprocante, o por miembros rotatorios, los cuales forman cámaras alternadamente llenas o vacías del líquido. En cambio, las bombas centrífugas generan altas velocidades de rotación, convirtiendo la energía cinética resultante del líquido en energía de presión (McCabe et al. 2007e). Para el caso de este proyecto se seleccionan bombas centrífugas para llevar a cabo el desplazamiento de todas las corrientes líquidas, debido a que tienen un bajo costo de inversión, proveen flujos uniformes, necesitan poco espacio para su instalación y poseen bajos costos de mantenimiento (Genereaux, Mitchell, Hempstead y Curran, 1992).

En el diseño de estos equipos, el parámetro a determinar es la potencia que debe desarrollar cada una de las bombas en el sistema, para de esta manera conocer el consumo de energía de las mismas. La relación entre el caudal y la cabeza de altura desarrollada por una bomba centrífuga es el resultado de su diseño mecánico. Cuando una bomba está conectada a una tubería en el sistema, la cabeza de altura debe coincidir con la pérdida de carga en el sistema de tuberías bajo el flujo dado. La relación entre la velocidad de flujo y la pérdida de carga en una línea se denomina curva del

sistema, pudiéndose determinar la pérdida de carga por medio de un balance de energía mecánica dada por la ecuación de Bernoulli, representada en la Ecuación 5.101.

$$\frac{P_a}{\rho} + g \cdot Z_a + \frac{V_a^2}{2} + W = \frac{P_d}{\rho} + g \cdot Z_d + \frac{V_d^2}{2} + h_f$$

Ecuación 5.101

Donde:

P_a, P_d : Presión en el punto a y punto d, [N/m²]

Z_a, Z_b : Altura con respecto a una cota de referencia del punto a y d, [m]

V_a, V_d : Velocidad del fluido en el punto a y en el punto d, [m/s]

W : Trabajo realizado por la bomba por unidad de masa, [J/kg]

ρ : Densidad del fluido transportado, [kg/m³]

g : Aceleración de gravedad, [m/s²]

h_f : Factor de pérdidas por fricción, [J/kg]

Despejando el trabajo que requiere hacer la bomba a partir de la Ecuación 5.101 se obtiene la Ecuación 5.102.

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2} + h_f$$

Ecuación 5.102

El factor de pérdidas por fricción (h_f) puede ser estimado a través de la Ecuación 5.103.

$$h_f = \frac{f \cdot L_e \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}$$

Ecuación 5.103

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]

gc: Factor de proporcionalidad de la Ley de Newton, 1 [m²·kg/N·s²]

El factor de fricción de Fanning se define como la fuerza de arrastre por unidad de área mojada (esfuerzo cortante en la superficie) dividida entre el producto de la densidad por la carga de velocidad o altura dinámica (McCabe et al. 2007e). Este parámetro se puede obtener a partir de la gráfica del Apéndice M.2, conociendo previamente el número de Reynolds del fluido. Por otra parte, el largo equivalente de los fittings que componen las cañerías se calculan mediante el Apéndice M.3.

Los factores que afectan la elección de una velocidad de flujo satisfactoria en los sistemas de fluidos son números, entre los cuales destacan: tipo de fluido, longitud del sistema de flujo, tipo de tubo y caída de presión que se puede tolerar. Ante eso, se debe que las pérdidas de energía y las correspondientes caídas de presión aumentan drásticamente a medida que aumenta la velocidad de flujo. Razón por la cual, resulta deseable mantener bajas velocidades, pero a su vez implementar tuberías más grandes incrementa el costo del sistema. Una velocidad razonable de distribución es de 3[m/s] para líquidos con propiedades similares al agua, mientras que, para obtener un buen desempeño de la bomba su velocidad debe estar en un rango de 1 a 2 [m/s] (McCabe et al. 2007e).

La potencia requerida por una bomba se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 5.104.

$$P = \frac{M \cdot W}{1000 \cdot \eta}$$

Ecuación 5.104

Donde:

P: Potencia requerida por la bomba, [kW]

M: Flujo másico del fluido, [kg/s]

W: Trabajo a realizar por la bomba, [J/kg]

N: Eficiencia de la bomba, 60 a 80% (Genereaux et al. 1992).

Determinación de la potencia requerida por las bombas

1. 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, con las cuales se calcula el diámetro de la tubería mediante la Ecuación 5.105:

$$d = \left(\frac{4F}{\pi v} \right)^{1/2}$$

Ecuación 5.105

2. Obtenido el diámetro interno, se elige un diámetro comercial a través del Apéndice M.1, para luego calcular la verdadera velocidad, introduciendo el diámetro comercial en la Ecuación 5.105. Una vez obtenido el diámetro, se procede a calcular el número de Reynolds mediante la Ecuación 5.106.

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu}$$

Ecuación 5.106

3. Se define la rugosidad del material a utilizar, cuyos valores se pueden apreciar en la Tabla 5.38.

Tabla 5.38: Rugosidad absoluta de tuberías limpias

Material	Rugosidad de la superficie (k) [mm]
Acero remachado	1 – 10
Hormigón	0,3 – 3
Hierro colado	0,26
Hierro galvanizado	0,15
Acero comercial o hierro forjado	0,046
Vidrio	0
Plástico (PVC, polietileno, ABC)	0

4. Una vez definida la rugosidad (k) y el diámetro (D) es posible determinar la rugosidad relativa (k/D). Con este valor y el número de Reynolds se ingresa a la gráfica de Moody, para determinar de esta forma el factor de Fanning.
5. Se obtiene el largo de la cañería a partir del Apéndice M.3, teniendo en cuenta el número de codos, uniones y válvulas que se tengan.
6. Se determina el factor de pérdidas por fricción a través de la Ecuación 5.103, teniendo en cuenta los valores de los parámetros obtenidos en los puntos 4 y 5.
7. Se calculan las diferencias de velocidad, altura y presión de las cañerías, de acuerdo a los diseños de los equipos correspondientes.
8. Luego, utilizando la Ecuación 5.102, se obtiene el trabajo a realizar por la bomba, cuyo valor se reemplaza en la Ecuación 5.104 para obtener la potencia requerida por la bomba.

Ejemplo de cálculo

Para el ejemplo de cálculo se considerará la bomba ubicada a la salida del filtro de tambor rotatorio, que traslada el permeado al reactor enzimático.

De acuerdo a los diseños de los equipos involucrados para esta etapa, se establece que la diferencia de altura entre el líquido que sale filtro y llega al reactor es de 1 [m] y el largo de la tubería es de 5 [m]. Se conocen el flujo y las propiedades del fluido que se presentan en la Tabla 5.39.

Tabla 5.39: Propiedades físicas del flujo F₆

Parámetro	Valor
Flujo [m ³ /s]	0,00043
Densidad [kg/m ³]	1000
Viscosidad [kg/m·s]	5,59·10 ⁻⁴

Para obtener los diámetros de la cañería se consideran los valores de 2 y 3 [m/s] para las velocidades de succión e impulso, respectivamente. Con estos valores, se obtienen los diámetros de las tuberías utilizando la Ecuación 5.105.

$$d_e = 0,0166 [m] = 0,65 [pulg]$$

$$d_s = 0,0135 [m] = 0,53 [pulg]$$

Debido a que estos diámetros no se encuentran en el mercado, se buscan los diámetros estándares más cercanos, detallados en el Apéndice M.1, definiendo para d_e y d_s , los valores de 0,824 [pulg] y 0,622 [pulg], respectivamente. Luego, con los nuevos diámetros obtenidos se recalculan las velocidades de flujo a través de la Ecuación 5.105. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 5.40.

Tabla 5.40: Diámetro y velocidad de flujo real

Flujo	Valor	Diámetro interno [m]	Velocidad [m/s]
Entrada	¾ [pulg] Cédula N° 40	0,021	1,25
Salida	½ [pulg] Cédula N° 40	0,016	2,19

Se calcula en número de Reynolds con los valores de salida de la bomba a través de la Ecuación 5.106, obteniendo un valor de 62073.

Para obtener el valor de rugosidad relativa (k/D), se considera la rugosidad correspondiente al acero comercial equivalente a 0,046 [mm] (ver Tabla 5.38) y el diámetro interno de la cañería de entrada, obteniendo una razón k/D igual 0,0022. Con este valor y el número de Reynolds calculado anteriormente, se obtiene un factor de Fanning igual a 0,0062.

Una vez obtenidos estos valores, se calcula el largo equivalente de acuerdo a la cantidad de fittings necesarios para el sistema de cañerías. En este caso, se considera que para que el permeado resultante de la etapa de filtración se dirija al reactor enzimático se necesitan considerar dos válvulas globo y cinco codos estándar, obteniéndose los resultados expuestos en la Tabla 5.41.

Tabla 5.41: Largo equivalente para cañería, codos y válvulas

Pieza	Cantidad	Largo equivalente de cañería [m]	Largo equivalente total [m]
Cañería	1	5	5
Codos	5	1,52	7,6
Válvula globo	2	6,10	12,2
Total			25

Luego, se evalúa la Ecuación W con los valores determinados previamente, obteniendo un factor de pérdidas por fricción (h_f) equivalente a 23,47 [J/kg].

Como se conocen las velocidades de ambos lados de la cañería y la diferencia de altura es igual a 1 [m], se pueden obtener los siguientes parámetros:

$$\Delta V^2 = 0,89 \text{ [J/kg]}$$

$$\Delta Z = 1 \text{ [m]}$$

Para la diferencia de presión se asume que a la salida del filtro el fluido se encuentra a presión atmosférica, al igual que al interior del reactor. Por lo tanto, el diferencial es igual a cero.

Reemplazando dichos valores en la Ecuación 5.102, se obtiene un trabajo (W) igual a 33,72 [J/kg]. Sabiendo que el flujo es de 0,42 [kg/s] y suponiendo una eficiencia del 60%, se obtiene una potencia (P) igual a 0,024 [kW].

A continuación, se presentan en la Tabla 5.42 las potencias de todas las bombas utilizadas en la planta, obtenidas siguiendo el mismo procedimiento de cálculo que en el ejemplo de cálculo precedente. Las enumeraciones de las bombas se ven en detalle en el diagrama de flujo adjuntado de manera anexa a este proyecto.

Tabla 5.42: Potencia bombas de la planta

Bomba	Potencia [kW]
B-1	100
B-2	0,024
B-3	0,074
B-4	0,019
B-5	0,062
B-6	0,013
B-7	0,449
B-8	0,062
B-9	0,062
B-10	1,26

5.5.3 Estanques de acumulación

En total, se requerirá de cinco estanques acumuladores en el proceso. Como en general los flujos másicos tratados son bajos se requiere poco volumen de estanques, por lo tanto, no es recomendable pensar en un silo que generalmente tienen volúmenes mayores a 10 [m³], por lo que se diseñarán estanques cilíndricos. Para los acumuladores, la relación longitud:diámetro es 3:5 (Ulrich, 1986) y se estimará un volumen útil de 80%. Los volúmenes y dimensiones de estanque se

exponen en la Tabla 5.43. Estas fueron calculadas considerando una densidad de 1250, 1650 y 689 [kg/m³] para las semillas, el hollejo y la harina respectivamente.

Tabla 5.43: Dimensiones de los estanques

Estanque	Volumen [m ³]	Altura [m]	Diámetro [m]
E1	1,67	0,91	1,52
E2	1,43	0,87	1,45
E3	1,67	0,91	1,52
E4	1,67	0,91	1,52
E5	2,54	1,05	1,75

5.5.4 Caldera

Para la generación de los fluidos de calentamiento requeridos en el proceso se utilizará una caldera de tubos sumergidos, que funciona mediante Gasoil N°6. Los requerimientos de combustible de la caldera pueden estimarse mediante la Ecuación 5.107.

$$C_b \cdot LHV = \frac{M_v \cdot (C_{s_a}^s \cdot T_s - C_{s_a}^e \cdot T_e + \lambda_v)}{\eta}$$

Ecuación 5.107

Donde:

C_b: Masa de combustible consumido, [kg/día]

LHV: Poder calorífico inferior del combustibe, [kJ/kg]

M_v: Masa de vapor requerida para el proceso, [kg/día]

C_{s_a}^s: Calor específico del vapor de salida de la caldera, 1,96[kJ/kg·°C]

C_{s_a}^e: Calor específico del agua de entrada a la caldera, 4,18[kJ/kg·°C]

T_s: Temperatura del vapor de salida de la caldera, 100 [°C]

T_e: Temperatura de agua de entrada a la caldera, 85[°C]

λ_v: Calor latente de vaporización, 2676,1 [Kj/kg]

η: Eficiencia de transferencia de calor de la caldera, 90%

El Poder calorífico inferior es la cantidad de calor que resulta al restar el poder superior, el calor latente del agua formada por la combustión del hidrógeno contenido en el combustible. Mientras que el poder calorífico superior se trata de la cantidad total de calor otorgado por el mismo. Lo anterior se describe por las siguientes ecuaciones (Podolski et al. 1997).

$$LHV = HHV - 214 \cdot H$$

Ecuación 5.108

$$HHV = (146,58 \cdot C + 568,78 \cdot H + 29,4 \cdot S - 6,58 \cdot A - 51,53 \cdot (O + N)) \cdot 2,326$$

Ecuación 5.109

Donde:

HHV: Poder calorífico superior del combustible, [KJ/kg]

C,H,S,A,O,N: Fracción de carbono, hidrógeno, azufre, cenizas, oxígeno y nitrógeno en el combustible respectivamente.

Los porcentajes de los elementos respectivos en el Gasoil N°6 de 15,5° API se presentan en la tabla Tabla 5.44.

Tabla 5.44: Fracción de elementos en el combustible Gasoil N°6

Elemento	Fracción %(p/p)
Carbono	84,67
Hidrógeno	11,02
Oxígeno	0,38
Nitrógeno	0,18
Azufre	3,97
Cenizas	0,02

Una vez calculado el poder calorífico inferior del combustible, es posible obtener la cantidad de combustible a consumir de acuerdo a la masa de vapor requerida para llevar a cabo el proceso. La Tabla 5.45 muestra el consumo de vapor.

Tabla 5.45: Requerimientos de vapor por equipo

Equipo	Requerimiento de vapor [kg/día]
Intercambiador de calor	144,3
Secador de bandejas	92
Total	263,3

Por otra parte, en la Tabla 5.46 se ven los resultados de este diseño.

Tabla 5.46: Resultados del diseño de la caldera

Parámetro	Valor
HHV [kJ/kg]	43651,14
LHV [kJ/kg]	41292,86
C _b [kg/día]	18

REFERENCIAS CAPÍTULO 5

- Acevedo, F. (2002). Transferencia de masa, momento y calor en fermentaciones. En F. Acevedo, J. C. Gentina y A. Illanes (eds.), *Fundamentos de ingeniería bioquímica* (pp. 217-251). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Ahn, H.K, Sauer, T. J., Richard, T. L. & Glanville, T.D. (2009). Determination of thermal properties of composting bulking materials. *Bioresource Technology*, 100, 3974-3981.
- Ahumada, K. (2013). *Preparación de Combi-CLEAs de enzimas involucradas en la liberación de aromas de vinos*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico. Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Aymard, C. & Belarbi, A. (2000). Kinetics of thermal deactivation of enzymes: A simple three parameters phenomenological model can describe the decay of enzyme activity, irrespectively of the mechanism. *Enzyme and Microbial Technology*, 27, 612-618.
- Azevedo, A., Fonseca, L. & Prazeres, D. (1999). Stability and stabilization of penicillin acylase. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 74, 1110-1116.
- Brady, D., Jordaan, J., Simpson, C., Chetty, A., Arumugam, C. & Moolman, F. (2008). Spherezymes: A novel structured self-immobilisation enzyme technology. *BMC Biotechnology*, 8, 8.
- Cautin, S., y Roberts, B. (2014). *Evaluación técnico económica de una planta productora de butanol a partir de material lignocelulósico y su conversión en biocombustible de aviación*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Diban, N. (2008). *Separación de aromas en etapas del procesado de zumos de frutas y bebidas*. Memoria de tesis para optar al grado de Doctor, Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales y de Telecomunicación, Universidad de Cantabria.
- Doran, P. M. (2013). Mixing. In P. M. Doran (ed.), *Bioprocess engineering principles* (pp. 255 - 334). Amsterdam: Elsevier.
- Dossat, R. & Horan, T. (2002). Food preservation. In R Dossat & T. Horan (eds.), *Principles of refrigeration* (pp. 10 – 23). New Jersey: Prentice Hall.
- Espinoza, G. (2010). *Inmovilización de glucosidasas para su aplicación en la industria vitivinícola*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico. Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.

- Genereaux, R., Mitchell, C., Hempstead, C. y Curran, B. (1992). Transporte y almacenamiento de fluidos. En R. Perry, D. Green y J. Maloney (eds.), *Manual del ingeniero químico*, (pp. 4 - 128). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Godoy, A. (2003). *Evaluación de las alternativas para la recuperación de calor en un reactor surfactante en la industria de agroquímicos*. Trabajo de graduación para optar al grado de Ingeniero Químico, Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Goldman, R. & Katchalski, E. (1971) Kinetic behavior of at wo-enzyme membrane carrying out a consecutive set of reactions. *Journal of Theoretical Biology*, 32, 243–257.
- Grantges, R. (1999). Transporte de sólidos a granel. En R. Perry y D. Green (eds.), *Manual del Ingeniero Químico* (pp. 3 – 22). New York: McGraw-Hill.
- Guerra, E. G. y Zuniga, M. E. (2003). Tratamiento enzimático en la extracción de aceite de pipa de uva *Vitis vinifera* por prensado en frío. *Grasas y Aceites*, 54, 53-57.
- Henley, J. & Sadana, A. (1986). Deactivation theory. *Biotechnology and Bioengineering*, 28, 1277-1285.
- Illanes, A. & Altamirano, C. (2008). Enzyme reactors. In A. Illanes (eds.), *Enzyme biocatalysis. Principles and practice* (pp. 205 - 252). Springer.
- Illanes, A. (2002a). Reactores enzimáticos. En F. Acevedo, J. Gentina, y A. Illanes (eds.), *Fundamentos de ingeniería bioquímica* (pp. 169 - 198). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Illanes, A. (2002b). Cinética enzimática en fase heterogénea. En F. Acevedo, J. Gentina, y A. Illanes (ed.), *Fundamentos de ingeniería bioquímica* (pp. 69 - 90). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Illanes, A. y Wilson, L. (2004). Diseño de reactores enzimáticos bajo condiciones de inactivación. En S. Huerta Ochoa (ed.), *Reactores enzimáticos* (pp. 175 - 213). Ciudad de México: Universidad Autónoma Metropolitana.
- Illanes, A., Altamirano, C. & Wilson, L. (2008). Homogeneous enzyme kinetics. In A. Illanes (ed.), *Enzyme biocatalysis. Principles and practice* (pp. 107-154). Springer.
- Illanes, A., Wilson, L. & Vera, C. (2014). Enzyme kinetics in a homogeneous system. In A. Illanes (ed.), *Problem solving in enzyme biocatalysis* (pp. 11-84). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

- Ishii, N., Suga, Y., Hagiya, A., Watanabe, H., Mori, H., Yoshino, M. & Tomita, M. (2007). Dynamic simulation of an in vitro multi-enzyme system. *FEBS Letters*, *581*, 413–420.
- Jiménez, A. (2003). Síntesis de sistemas de separación. En A. Jiménez (ed.), *Diseño de procesos en Ingeniería Química* (pp. 147-178). Barcelona: Reverté.
- Joshi, J., Sawant, S., Patwardhan, A., Patil, D., Kshatriya, S. & Nere, N. (2001). Relation between flow pattern and de-activation of enzymes in stirred reactors. *Chemical Engineering Science*, *56*, 443-452.
- Kern, D. (1999). Aplicaciones adicionales. En D. Kern (ed.), *Procesos de transferencia de calor* (pp. 813 - 868). México, D.F.: Compañía Editorial Continental S.A.
- Krishna, R. & Ramachandran, P. A. (1975) Analysis of diffusional effects in immobilised two-enzyme systems. *Journal of Applied Chemistry and Biotechnology*, *25*, 623–640.
- Longo, M. & Combes, D. (1999). Thermostability of modified enzymes: A detailed study. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, *74*, 25-32.
- Martínez, C. M. y Ceballos, C. A. (2014). *Determinación de actividades antioxidantes de aceite de semillas de uva Isabella (Vitis labrusca), extraído por CO₂ supercrítico*. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero de Alimentos, Facultad de Ingeniería, Universidad del Valle.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007a). Secado de sólidos. En W. McCabe, J. Smith, y P. Harriott, *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 833 - 874). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007b). Equipo para intercambio de calor. En W. McCabe, J. Smith, y P. Harriott, *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 463 - 510). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007c). Apéndice 10. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriott, *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 1155). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007d). Separaciones mecánicas. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriott, *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 1049-1136). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007e). Transporte y medición de fluidos. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriott (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química*, (pp. 207 - 258). Ciudad de México: McGraw-Hill.

- Miravete, A. y Larrodé, E. (2004). Elevadores simples. En A. Miravete y E. Larrodé (eds.), *Transportadores y elevadores* (pp. 35 – 59). Barcelona: Reverté.
- Moyers, C. & Baldwin, G. (1999). Psychrometry, evaporative cooling and solid drying. In R. Perry & D. Green (ed.), *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (pp. 1 – 90). New York: McGraw-Hill.
- Nonhebel, G. y Moss, A. (1979). Teoría simplificada del secado de sólidos. En G. Nonhebel y A. Moss (eds.), *El secado de sólidos en la industria química* (pp. 9 - 51). Barcelona: Reverté.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D & West, R. E. (2003). Separation equipment – design and cost. In M. S. Peters, K. D Timmerhaus & R. E West (eds.), *Plant design and economics for chemical engineers* (pp. 754 – 873). New York: McGraw-Hill.
- Peterson, R., Hill, C. & Amundson, C. (1989). Effects of temperature on the hydrolysis of lactose by immobilized β -galactosidase in a capillary bed reactor. *Biotechnology Bioengineering*, 34, 429-437.
- Podolski W. E. (2001). Recursos energéticos: conversión y utilización. En R. H. Perry, D. y W. Green *Manual del Ingeniero Químico* (pp. 1-76). Madrid: McGraw-Hill.
- Ramachandran, P. A., Krishna, R. & Panchal, C. B. (1976). Analysis of immobilised multi-enzyme reaction systems with Michaelis-Menten kinetics. *Journal of Applied Chemistry and Biotechnology*, 26, 214–224.
- Regan, D., Dunnill, P. & Lilly, M. (1974). Immobilized enzyme reaction stability. Attrition of the support materials. *Biotechnology Bioengineering*, 16, 333–339.
- Santacoloma, P. A., Sin, G., Gernaey, K. V. & Woodley, J. M. (2011). Multienzyme catalyzed processes: Next generation biocatalysis. *Organic Process Research and Development*, 15, 203-212.
- Sarkar, P., Bhattacharya, P. & Mukherjea, M. (1987). Isolation and purification of protease from human placenta by foam fractionation. *Biotechnology Bioengineering*, 29, 934-940.
- Spagna, G., Andreani, F., Salatelli, E., Romagnoli, D., Casarini, D. & Pifferi, P. (1998). Immobilization of the glycosidases: α -L-arabinofuranosidase and β -D-glucopyranosidase from *Aspergillus niger* on a chitosan derivative to increase the aroma of wine. *Enzyme and Microbial Technology*, 23, 413-421.
- Tarleton, S. & Wakeman, R. (2007). Solid/Liquid separation equipment. In S. Tarleton & R. Wakeman (eds.), *Solid-Liquid Separation: Equipment, selection and process design* (pp. 1 - 77). Oxford: Elsevier.

- Torres, J. (s.f.). [*Apuntes de destilación*]. Datos no publicados.
- Towler, G. & Sinnott, R. (2008). Heat transfer equipment. En G. Towler, & R. Sinnott (eds.), *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design*. (pp. 793 - 957). Burlington, USA: Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R. E. (1988). Lixiviación. En R. Treybal (ed.), *Operaciones de transferencia de masa* (pp. 792-845). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Turner, N. & Vulfson, E. (2000). At what temperature can enzymes maintain their catalytic activity? *Enzyme and Microbial Technology*, 27, 108-113.
- Ulrich, G. D. (1986). Especificación y diseño del equipo. En G. D. Ulrich (ed.), *Diseño y economía de los procesos de ingeniería química* (pp. 67 – 287). Ciudad de México: Nueva Editorial Interamericana.
- Vrábel, P., Polakovič, M., Godó, S., Bálež, V., Dočolomansky, P. & Gemeiner, P. (1997). Influence of immobilization on the thermal inactivation of yeast invertase. *Enzyme and Microbial Technology*, 21, 196-202.
- Zomosa, A. (1983). Diseño y selección de equipos. En A. Zomosa (ed.), *Manual de proyectos de Ingeniería Química* (pp. 69 – 191). Santiago: Universidad de Chile.

CAPÍTULO 6

ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA: DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS Y PROGRAMACIÓN DE OPERACIONES Y PROCESOS

La organización es la manera en que se estructuran e integran los recursos y los órganos pertinentes en una empresa, se administran y establecen las relaciones entre ellos además de las atribuciones de cada uno. Para que los objetivos puedan alcanzarse, los planes ejecutarse y las personas puedan trabajar eficientemente, las actividades deben agruparse de manera lógica y la autoridad debe distribuirse de tal manera que evite conflictos y confusiones. Por lo tanto, la organización consiste en determinar las actividades específicas para el alcance de los objetivos planeados, agrupar las actividades en una estructura lógica y asignar las actividades a posiciones (Chiavenato, 2007a).

El modelo organizacional de una planta de producción debe responder a la capacidad de administrar sus recursos disponibles, en función de una correcta operación entre las distintas áreas de la empresa, con el fin de integrar las funciones técnicas, comerciales, financieras, contables y de seguridad a través de técnicas de planificación, organización, dirección, coordinación y de control (Chiavenato, 2007a). Pero es necesario hacer énfasis en que el éxito de un modelo de organización radica en las personas, identificando a los recursos humanos como uno de los más importantes. Este capítulo definirá el modelo organizacional, la dotación de personal, la disposición de los residuos y la organización de la planta.

6.1 MODELO ORGANIZACIONAL

La organización puede darse en diferentes niveles dependiendo de cada caso. Existe por ejemplo, la organización a nivel global, que abarca la empresa como una totalidad. Justamente, esta organización no aplica para este caso, ya que la finalidad de este proyecto es integrar una sección nueva a la organización pre-existente de Capel, haciendo uso de las áreas previas como recursos humanos y finanzas.

Si se considera que Capel cuenta, probablemente, con una organización por departamento (departamentalización), la manera más adecuada de abordar la organización es designar la revalorización de residuos como un departamento nuevo, sobre el cual un administrador, como jefe de división, tiene la autoridad para decidir sobre actividades específicas. La Figura 6.1 muestra una propuesta organizacional para Capel y el nivel que podría asignarse al nuevo departamento

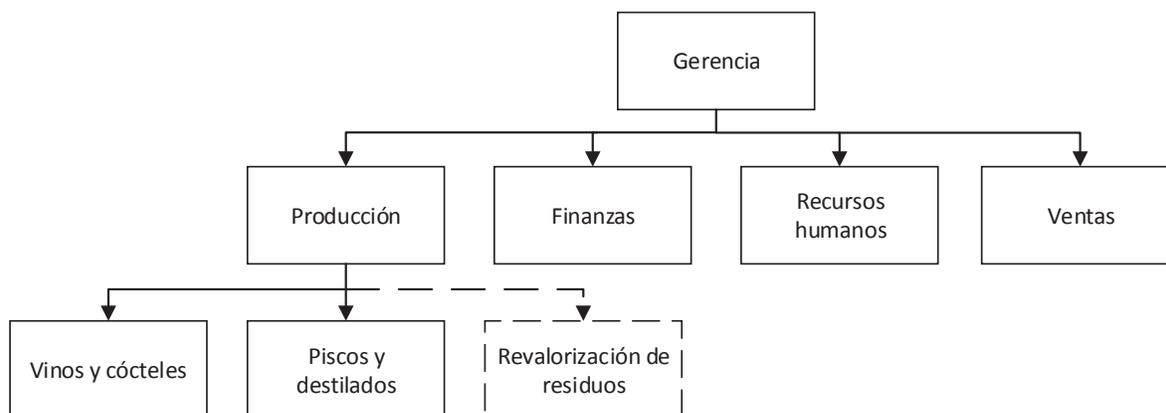


Figura 6.1 : Propuesta de la organización administrativa de Capel

6.1.1 Secciones de trabajo

A continuación, se detallarán las secciones que componen la estructura organizacional de la planta, dando énfasis a sus funciones y el tipo de personal que requieren.

Administrador

Esta sección debe cumplir con las funciones administrativas, principalmente coordinar, organizar, planificar y comunicar requerimientos entre ambas líneas de producción. La persona a cargo de esta sección deberá ser un profesional con sólidos conocimientos de la ingeniería de procesos y de modelos de administración, capaz de comunicar y generar el lazo con los demás departamentos de Capel, además de velar por el correcto desarrollo de las líneas de producción y la óptima utilización de recursos disponibles a través de una labor de creación o adaptación tecnológica. Para este caso,

se plantea asignar estas nuevas responsabilidades dentro de los cargos gerenciales ya establecidos en Capel.

Supervisor

El departamento de revalorización de residuos estará supervisado por un profesional con sólidos conocimientos en el área de bioprocesos, es decir, procesos caracterizados por la participación de agentes biológicos, preparado para generar soluciones rápidas y tomar decisiones en caso de emergencias, que asegure el correcto funcionamiento de las líneas de producción. Sus principales funciones son dirigir el montaje, puesta en marcha, operación y mantención de equipos y procesos, por lo tanto, debe administrar, fiscalizar y emitir juicios técnicos independientes y asumir responsabilidades por las tareas realizadas.

6.2 REQUERIMIENTOS DE PERSONAL

6.2.1 Requerimientos de operarios

Una vez definida la organización de la planta, se debe determinar la dotación de personal necesario para llevar a cabo las actividades. En primer lugar, se define el número de horas hombre. Para esto, se tienen diversas relaciones en función del tipo de planta, por lo que se utilizan ecuaciones diferentes para las plantas tipo batch pequeña o las plantas continuas de capacidad media. En este caso se utilizará la Ecuación 6.1 (Zomosa, 1983a), basada en la producción diaria de una planta de baja capacidad tipo batch. Cabe destacar, que a pesar de que esta planta no es completamente tipo batch, la capacidad es muy pequeña como para considerarla de capacidad media.

$$HH = 24,2 \cdot P^{0,25}$$

Ecuación 6.1

Donde:

HH: Horas hombre, [horas hombre/día-etapa]

P: Capacidad de la planta, [ton/día]

La producción de aceite más aromas es aproximadamente 0,18 [ton/día], con lo cual HH resulta ser 15,7 [horas hombre/día-etapa]. Posterior a esto, se debe determinar el número de operarios según la Ecuación 6.2.

$$N_{op} = \frac{HH \cdot N_e}{N_t \cdot t}$$

Ecuación 6.2

Donde:

N_{op} : Número de operarios

HH: Horas hombre, [horas hombre/día-etapa]

N_t : Número de turnos

t: horas por turno, [h]

Para fines prácticos, se consideró que el proceso consta de 2 grandes etapas generales. Las cuales son (1) recepción y acondicionamiento, (2) producción de aromas y aceite, esto debido a que algunas de las etapas, como recepción y producción de aceite, constan de muy pocas operaciones unitarias como para considerar el requerimiento de un mayor número de operarios. Por otra parte, las actividades productivas se extienden más allá de las 8 [h/día] de trabajo permitidas en Chile, por lo que se deberán organizar los trabajadores en 2 turnos de 8 [h] cada uno. Con estas consideraciones el número de operarios necesarios es 2 por turno.

6.2.2 Jornada de trabajo

Suponiendo que Capel es una empresa eximida del descanso dominical, se debe dividir la jornada de trabajo para los supervisores y operarios en turnos para cubrir las horas en las cuales la planta

está activa y produciendo. Como ya se mencionó anteriormente, se planteó abordar dos turnos de 8 [h] (ver Tabla 6.1).

Tabla 6.1: Horarios de los turnos de trabajo

Turno	Horario
Mañana	7:00-16:00
Tarde	11:00-20:00

6.3 DISPOSICIÓN DE LOS RESIDUOS

Para toda planta de producción es importante disponer de una manera adecuada de los residuos, de manera de no afectar el medio ambiente en el cual se lleva a cabo la actividad industrial. Existen diversas normativas medioambientales que rigen la actividad industrial y además, se deben enfocar las actividades en un desarrollo sustentable, para hacer una adecuada gestión de los residuos generados por la operación del departamento. Se consideran 2 tipos de subproductos en la producción de aromas y aceite:

6.3.1 Residuos líquidos

Desde el proceso de aromas, se produce principalmente una mezcla de agua con azúcar proveniente de la columna de destilación. Una opción, pero no la más conveniente, es desviar este líquido junto con los demás descartes del proceso de producción de pisco para su posterior tratamiento y disposición, pero considerando que este residuo contiene una alta concentración de azúcar, su potencial podría ser aprovechado en otro proceso para así disminuir las pérdidas. Bajo este contexto, se valorizará con un precio sería similar al jarabe de glucosa, ya que, por sus características y propiedades, podría ser utilizada con el mismo fin. Actualmente, el precio de este jarabe bordea los 0,38 [US\$/kg] (www.quiminet.com, www.twenga.com).

6.3.2 Residuos sólidos

Los residuos sólidos principales en la planta son los hollejos de uva agotados, provenientes del filtro prensa en la extracción de aromas. Generalmente, este tipo de residuos son dados como abono orgánico a los agricultores que participan activamente con la empresa. A pesar de haber sido procesado, este residuo aún puede ser utilizado con ese fin, además es importante desde el punto de vista de la empresa para mantener la buena relación con los agricultores y la comunidad. Desde la línea de aceites, se obtiene principalmente torta de prensado, la cual es denominada harina de uva. Debido a su alto contenido de antioxidantes, es utilizado en cosméticos o productos farmacéuticos (Guerra, 2001). Una buena opción es darles valor agregado a estos residuos, ya que ambos pueden ser potenciados para su máximo aprovechamiento. El precio promedio del abono orgánico de uva o pienso animal, tomando como referencia los precios en países europeos, es de 0,11 [US\$/kg] (www.agrobeta.com, www.agroterra.com, www.bodegaehd.com), mientras que el precio analizado para la harina de uva (capítulo 2, sección 2.3) es de 20 [US\$/kg] (www.granasur.cl).

6.4 LAY-OUT DE LA PLANTA

Para una buena organización de la planta se requiere considerar el espaciamiento físico de esta, con todos los elementos involucrados, estén o no directamente relacionados con la producción, como sectores de almacenamiento de materias primas o productos. El lay-out es una forma explícita de expresar todo lo relacionado con la disposición y distribución de los diversos equipos e instalaciones en una planta industrial (Zomosa, 1983b). 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 la operación
- Conveniencia en el costo de mantenimiento
- Seguridad, establecer lugares seguros y peligrosos
- Expansión futura

Físicamente, se deben tomar en cuenta las siguientes consideraciones y elementos dentro de la planta (Zomosa, 1983b):

- Portería: Para controlar la entrada de las materias primas e insumos diversos y la salida de los productos terminados.
- Bodegas de materia prima: al lado correspondiente a la entrada de estas.
- Bodegas de productos terminados: al lado que corresponde su despacho.
- Zona de procesos: al centro de la industria, con el fin de recibir convenientemente las materias primas y enviar directamente a las bodegas respectivos productos terminados.
- La caldera, las instalaciones de abastecimiento de agua y energía eléctrica: Al fondo de la planta, desde donde se conectan hacia los puntos de suministros y de servicio.
- Otras instalaciones: Tales como baños, se encuentran donde puedan ofrecer un mejor servicio.

Específicamente para la zona de procesos, se deben considerar los siguientes aspectos para la disposición y distribución de equipos (Zomosa, 1983b):

Circulación y movimiento racional de los materiales

Es conveniente seguir el flujo natural de los materiales en proceso, es decir iniciar el punto de partida de las operaciones a la entrada y seguir en forma consecutiva la distribución de los equipos, considerando su aspecto funcional. Bajo este contexto, es importante agrupar las unidades de tal manera de facilitar las tareas al operador, manteniendo equipos relacionados cerca pero con espacio suficiente para su movilidad. Por ejemplo, los equipos utilizados en el filtro prensa deben estar ubicados de modo que su atención sea fácilmente efectuada por un operario que a la vez se preocupe de los estanques, las bombas y los equipos involucrados.

Debe dejarse un espacio conveniente entre los equipos, para que los operadores puedan moverse libremente sin peligro entre estos, e incluso en algunas ocasiones poder acumular stock de materiales en las cercanías. Tampoco deben ubicarse los equipos cerca de las paredes.

Distribución de los suministros

Al efectuar la distribución de las diferentes secciones de la planta, las calderas y las instalaciones de abastecimiento eléctrico y de agua deben estar en zonas separadas, desde donde salen las correspondientes líneas matrices que abastecen las necesidades de la planta. Al llegar a la zona de procesos, estas matrices siguen su recorrido, partiendo de ellas las correspondientes derivaciones que alimentan los diferentes equipos. Las líneas de vapor se suelen dividir en líneas según sus características, como presión, y cada cañería se debe identificar con colores según su característica. Todos los tableros eléctricos se deben ubicar cerca de las puertas, para desactivarlos en caso de emergencias como incendios o accidentes.

Futuras expansiones

Como ya se había mencionado anteriormente, siempre se debe dejar espacio en un lay-out para futuras expansiones, debido a la velocidad con la que crecen las industrias, en poco tiempo se alcanzan las producciones programadas y se vuelve necesario efectuar las correspondientes ampliaciones en las fábricas, por lo tanto, se deben prever estas circunstancias de antemano al planificar la distribución de la planta.

Espacio para labores de mantenimiento

Este es uno de los aspectos más importantes que se deben considerar en la planificación de una planta industrial. Cuando se realizan las labores de mantención en las plantas, se requiere maquinaria pesado, tales como grúas, tractores, etc. Por lo tanto, se debe disponer de espacio suficiente para que estas maquinarias puedan transitar libremente. Lo mismo ocurre cuando se deben mover equipos para su reparación o para cambiarlos por otros.

Normas de seguridad en beneficio del personal

Lo primero que se debe planificar en las plantas en general un diseño es la protección del personal y de los equipos de la planta, para cumplir con esto existen diversas normativas asociadas a la prevención. Se debe considerar una suficiente dotación de elementos para combatir incendios, como red de agua con bombas propias, que sean de fácil puesta en marcha. En este caso, se dispondrá de los elementos ya presentes en la empresa y sólo se invertirá en extintores y vías de evacuación, para cumplir con la normativa. Los equipos o mecanismos que representen un peligro para los trabajadores, deben tener instaladas barreras indicando los posibles peligros, como el trazado de líneas. Lo mismo con las líneas de vapor presentes en la planta.

Aprovechamiento racional del espacio disponible

Esto puede ser de vital importancia cuando se trata de terrenos de alto valor, pero por lo general, es preferible sacrificar este concepto en beneficio de los aspectos mencionados anteriormente.

En base a todas las consideraciones detalladas anteriormente, se construyó el lay-out de la planta de producción de aromas y aceite, presentado de forma anexa a este proyecto.

REFERENCIAS CAPÍTULO 6

Chiavenato, I. (2007a). Teoría neoclásica de la administración. En I. Chiavenato (ed.), *Introducción a la teoría general de la administración* (pp. 129 - 158). Bogotá: McGraw-Hill

Guerra, E. (2001). *Extracción de aceite de pepa de uva, con tecnología enzimática*. Memoria para optar al grado de Ingeniero Civil Bioquímico, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.

Zomosa, A. (1983a). Evaluación económica. En A. Zomosa (ed.), *Manual de Proyectos de Ingeniería Química* (pp. 408 - 485). Santiago: Universidad de Chile.

Zomosa, A. (1983b). Layout de plantas industriales. En A. Zomosa (ed.), *Manual de Proyectos de Ingeniería Química* (pp. 383-395). Santiago, Chile: Universidad de Chile

CAPÍTULO 7

EVALUACIÓN ECONÓMICA

El objetivo de este capítulo es realizar un correcto análisis económico al proceso de recuperación de compuestos aromáticos y producción de aceite, con la finalidad de determinar y evaluar la rentabilidad del proyecto bajo distintos escenarios. Lo anterior, permitirá establecer criterios de factibilidad económica a partir del levantamiento de información técnico y de mercado realizado en los capítulos anteriores. Dicha información faculta la estimación de la configuración de costos e ingresos que, eventualmente, generará flujos en el tiempo que permitan concluir acerca de la estructura de retribución que tendrá el proyecto para la empresa. Es decir, la evaluación económica busca medir la rentabilidad de los recursos propios invertidos en el proyecto.

Según la finalidad de la inversión -y bajo la perspectiva de un proyecto que se llevará a cabo dentro de una empresa en marcha-, el diseño corresponde a una mejora, aprovechamiento y/o modernización de la empresa existente, lo que Sapag (2011) clasifica como *Proyecto de Ampliación*; refiriéndose a iniciativas que buscan ocasionar aumento de niveles de ingresos e impactos a nivel de modernización. Los costos totales involucrados en el proyecto son presentados en el esquema de la Figura 7.1 .

Los ítems a considerar en el flujo de caja -tanto a nivel de costos como a nivel de ingresos-, serán expresados en dólares. Lo anterior implica que todas las valorizaciones serán llevadas a dicha unidad de cuenta, permitiendo estimar un flujo de caja sin necesidad de reajustar su valor en relación a la inflación dentro del periodo de evaluación. En la Tabla 7.1 se presenta el valor del dólar para el mes de diciembre 2015.

Tabla 7.1 : Indicadores económicos para el mes de diciembre 2015

Indicador	Valor (CLP)
Dólar (US\$)	704,29
Unidad de fomento (UF)	25629

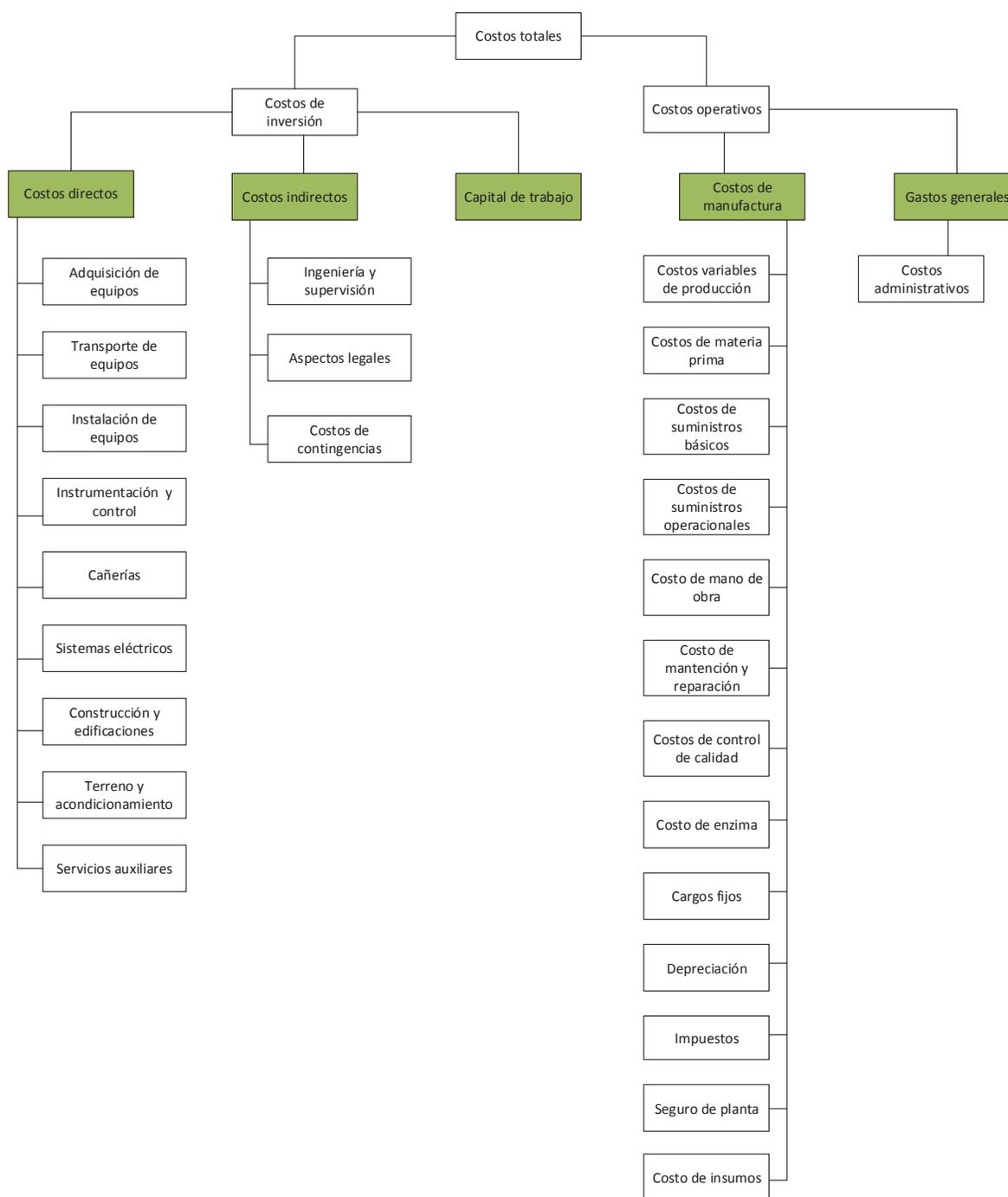


Figura 7.1 : Esquema de estructura de costos del proyecto

7.1 COSTO DE INVERSIÓN

Gran parte de las inversiones de un proyecto de la envergadura planteada se hallan ubicadas temporalmente al inicio del periodo de evaluación del proyecto. Éstas corresponden al monto que se debe tener disponible antes del periodo de operación o puesta en marcha, que en este caso permite financiar maquinarias, equipamiento, construcción de infraestructuras, gastos de operación y capital de trabajo, entre otros. Es válido establecer una diferenciación entre el tipo de costo de inversión imputado, es decir, si éstos son utilizados para financiar la construcción de infraestructura y la adquisición de activos fijos necesarios para la operación de la planta (capital fijo); o bien, para permitir solventar los costos asociados a la permanencia operativa de la planta en el tiempo hasta que se cumpla su Ciclo de Conversión de Efectivo (capital de trabajo).

El capital fijo puede ser clasificado en relación a su impacto en el proceso de manufactura como costo directo o costo indirecto. El primero representa el capital necesario para realizar la instalación de los activos dispuestos para comenzar a producir, por ejemplo: gastos de preparación de sitio, cañerías, sistemas de control e instrumentación, servicios, cimientos e instalaciones de soporte, entre otros. Por el contrario, los costos indirectos contemplan gastos que no están relacionados con el proceso operativo, es decir, ítems como ingeniería y supervisión, gastos legales, honorarios de contratistas, gastos por contingencias, entre otros (Peters et al. 2003).

Los costos de inversión asociados al proceso de recuperación de compuestos aromáticos se detallan a continuación, bajo las condiciones de emplazamiento de la planta de recuperación como un apéndice de la instalación principal - minimizando así los costos de transporte del insumo en cuestión-, así como también considerando al terreno de emplazamiento como un dominio sin costo de inversión para efectos de evaluación.

7.1.1 Costos directos

Adquisición de equipos

El diseño de los equipos involucrados en el proceso de recuperación de compuestos aromáticos y producción de aceite realizado en los capítulos anteriores permite obtener el tamaño y las especificaciones de éstos a partir de los balances de masa y energía. En general, el dimensionamiento de un equipo es suficiente para realizar una estimación de su costo. Sin embargo, existen dos metodologías recomendadas para evaluar el costo F.O.B. (Free On Board) de su adquisición (Peters et al. 2003).

El primer método consiste en la obtención de un valor real y actualizado del activo a partir de una cotización directa con el fabricante o proveedor. Este método fue utilizado para determinar el costo de los siguientes equipos: secador de tambor rotatorio, separador neumático, molino de martillos y prensa de tornillo. De la misma forma se realizó la cotización del molino de discos utilizado en la primera etapa de producción de aromas, no obstante, el valor otorgado por el proveedor corresponde al del año 2012 y, por ende, fue necesario actualizarlo al año correspondiente.

El segundo método realiza un escalamiento de los costos cuando se dispone de la capacidad y el costo de un equipo semejante, que puede ser de menor o mayor capacidad que la requerida, pudiendo disponer tanto de precios actuales como de años anteriores. Esta metodología fue utilizada para la determinación del costo de los tanques de acumulación A-1, A-2, A-3, intercambiador de calor, reactor enzimático y accesorios internos, filtro de tambor rotatorio, secador de bandejas, centrífuga y envasadora. Dicho escalamiento se lleva a cabo a partir de la Ecuación 7.1.

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^a$$

Ecuación 7.1

Donde:

C_1 : Costo F.O.B. del equipo conocido [US\$/equipo]

C_2 : Costo F.O.B. del equipo desconocido [US\$/equipo]

T_1 : Capacidad del equipo cotizado. Unidades dependen del equipo.

T_2 : Capacidad del equipo dimensionado. Unidades dependen del equipo.

α : Factor de escala

En general, el factor de escala utilizado fue de 0,6 (Peters et al. 2003). No obstante, en la Tabla 7.2 se detallan aquellos específicos para ciertos equipos.

Tabla 7.2: Exponentes típicos para determinación de costos de equipos en función de la capacidad, adaptado de Peters et al. (2003)

Equipo	Rango	Exponente
Tanque	0,4 – 40 [m ³]	0,57
Reactor de acero inoxidable	0,4 – 40 [m ³]	0,56

Una vez obtenido el costo a través de las metodologías expuestas, resulta necesaria la actualización de éste al periodo de estudio. Para ello existen diversos tipos de índices de costos publicados periódicamente que son utilizados para la estimación de costos de equipos, sin embargo, para la estimación de costos de equipos de proceso e inversión en plantas químicas, se recomiendan dos en particular: el índice Marshall and Swift Cost Index (M&S) y el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) (Peters et al. 2003). En este trabajo se ha utilizado el CEPCI para la actualización de los costos a través del tiempo, de acuerdo a la Ecuación 7.2.

$$C_2 = C_1 \cdot \frac{CEPCI_2}{CEPCI_1}$$

Ecuación 7.2

Donde:

CEPCI₁: Índice de costo correspondiente al año cotizado

CEPCI₂: Índice de costo correspondiente al año 2015

Dado que el índice de costo correspondiente al año 2015 (CEPCI₂) no se encontró disponible al momento de realizar la actualización, este valor fue estimado mediante un modelo de regresión lineal que considera tendencia y estacionalidad del indicador utilizando datos de corte longitudinal (Gujarati y Porter, 2009), entre el periodo 1995 a 2014. El modelo obtenido se presenta en la Ecuación 7.3.

$$y = 13,18 \cdot x + 332,335$$

Ecuación 7.3

Cuyo coeficiente de bondad de ajuste R^2 es de 0,893 con un 95% de confiabilidad. Luego, el modelo es útil para la aplicación realizada y CEPCI₂ = 609,1.

Transporte de equipos

Por definición, las compras de equipos cotizados F.O.B., no contemplan el costo asociado al traslado del equipo desde el punto de venta o lugar de fabricación. El costo de traslado, conocido como C.I.F. (Cost, Insurance and Freight) es asumido por el comprador y considera factores como la masa y el volumen del equipo, el medio de transporte (aéreo, marítimo, terrestre), así como también la tarifa por distancia entre proveedor comprador. Para etapas de pre-diseño, es recomendable considerar un 3% del costo de adquisición de los equipos (F.O.B.); valor que será utilizado en el presente estudio.

Instalación de equipos

El proceso de instalación de equipos implica costos de mano de obra, cimientos, servicios de asistencia técnica, gastos de construcción y otros factores relacionados con la puesta en marcha de la planta, y por ende, de cada equipo adquirido. Peters et al. (2003), afirman que el costo de instalación es proporcional a la complejidad de los equipos instalados y el tipo de planta a la cuál pertenecen, estableciendo un intervalo de 20 a un 100% del costo de los equipos adquiridos. En la Tabla 7.3 se presentan los porcentajes respectivos a cada uno de los equipos.

Tabla 7.3: Porcentajes para los costos de instalación de los equipos (Peters et al. 2003)

Equipo	Costo de instalación [%]	Equipo	Costo de instalación [%]
Secador de tambor	55	Reactor	30
Separador neumático	40	Destilador	50
Molino de discos	20	Estanques de acumulación	20
Estanque de extracción	30	Secador de bandejas	25
Intercambiador de calor	30	Prensa	65
Filtro	65	Envasadora	20

Instrumentación y control

Los costos de los instrumentos asociados a las instalaciones, gastos en materiales y equipos auxiliares, constituyen la mayor parte del capital de inversión necesario para la instrumentación. Los costos totales de instrumentación y control dependen del nivel de control requerido en la planta y pueden ir desde un 8% hasta un 50% del costo total de los equipos entregados (Peters et al. 2003), considerándose para este proyecto el límite inferior de este rango, debido a que esta planta no requiere de un alto grado de control.

Cañerías

El costo de cañerías, plomería o “piping”, contempla los costos de mano de obra, válvulas, accesorios, tuberías, soportes y otros elementos involucrados en la construcción y levantamiento de toda la cañería utilizada directamente en el proceso. Esto incluye la necesaria para la materia prima, producto intermedio, producto terminado, vapor, agua, aire, alcantarillado y otras tuberías de proceso. Peters et al. (2003) afirman que el costo de las cañerías del proceso de las plantas químicas puede llegar a alcanzar hasta el 80% de los costos de la adquisición y transporte de los equipos o bien, un 20% del capital fijo de inversión.

La estimación de los costos de cañerías puede realizarse a partir diagramas de planta y lay-out que detallen las tuberías y fittings a instalar, o bien, mediante el uso de factores de costos tabulados por tipo de proceso de la planta (sólido, sólido-fluidos, fluidos) (Peters et al. 2003). En la Tabla 7.4 se presentan los porcentajes estimados de los costos de tubería para varios tipos de procesos químicos con respecto al costo de adquisición y transporte de los equipos.

Tabla 7.4: Estimación de los costos de red de cañerías de acuerdo al costo de adquisición y transporte de los equipos (Peters et al. 2003)

Tipo de planta de proceso	Porcentaje sobre el costo de adquisición y transporte de los equipos		
	Material [%]	Mano de obra [%]	Total [%]
Sólido	9	7	16
Sólido-fluido	17	14	31
Fluido	38	30	68

Como la planta de producción de aromas y aceite, es una planta tipo sólido-fluido, se considera que el costo de cañería equivale a un 31% del costo de los equipos entregados.

Sistema eléctrico

Los sistemas de energía eléctrica y suministro de planta; entendidos como cableado de energía, iluminación, transformación y servicio, y el cableado respectivo para los instrumentos y el control en plantas químicas, oscilan entre el 4 y 8% del capital fijo de inversión. En el caso de plantas que procesan sólidos y fluidos, este costo equivale al 10% del costo de adquisición y transporte de los equipos (Peters et al. 2003), siendo este valor el considerado.

Construcción y edificaciones

Los costos de construcción, incluyendo servicios, consisten en gastos por mano de obra, materiales y suministros involucrados en el levantamiento de todas las construcciones conectadas con la planta. En este ítem de costos se incluyen los gastos para plomería, calefacción, iluminación, ventilación y construcciones de servicio (Peters et al. 2003). Los costos de construcción y edificación, incluyendo servicios, para diferentes tipos de plantas de proceso se muestran en la Tabla 7.5, expresados como un porcentaje del costo de adquisición de equipos.

Tabla 7.5: Costos de construcción, incluyendo servicios, basados en el costo de adquisición de los equipos (Peters et al. 2003)

Tipo de planta de proceso	Porcentaje sobre el costo de adquisición y transporte de los equipos		
	Nueva planta en un sitio nuevo [%]	Nueva unidad en un sitio existente [%]	Expansión en un sitio existente [%]
Sólido	68	25	15
Sólido-fluido	47	19	7
Fluido	45	5 – 18	6

Debido a que la planta diseñada en este proyecto es de tipo sólido-fluido y corresponde a un apéndice de una planta establecida, se considera que el costo de construcción equivale a un 19% del costo de adquisición de equipos.

Terreno y acondicionamiento

Como se menciona anteriormente, el emplazamiento de la planta corresponde a un apéndice de la instalación principal, por ello, es posible considerar al terreno de emplazamiento como un dominio sin costo de inversión para efectos de evaluación y depreciación. Sin embargo, el terreno debe acondicionarse a nivel de cercado, nivelación, caminos, paisaje y otros ítems considerados parte del mejoramiento del terreno. Los costos de estos factores en la mayoría de las plantas químicas varían, aproximadamente, entre un 10 a 20% del valor de adquisición de los equipos, lo que equivale a valores cercanos al 2 a 5% del capital fijo de inversión. La presente evaluación se realizará bajo el supuesto de un 2% del capital fijo de inversión como costos de acondicionamiento, debido a que los niveles de producción y el terreno requerido son relativamente pequeños.

Servicios auxiliares

El costo total para este ítem en plantas químicas se encuentra entre el 25 al 80% del costo de adquisición de equipos, cubriendo gastos de disposición de residuos, red de protección contra incendios, suministros eléctricos, de combustible y agua, así como también primeros auxilios. Dado que la planta tiene un bajo nivel de producción y además corresponde a un apéndice de una planta existente, es probable que el costo por servicios e instalaciones auxiliares se encuentre cerca del límite inferior de este rango; por lo que se considerará un valor del 25% para la evaluación del proyecto.

Finalmente, teniendo en consideración cada uno de los costos recientemente analizados, se determina el costo directo total del capital fijo de inversión, cuyo valor se puede ver en la Tabla 7.6.

Tabla 7.6: Costos fijos directos

Costo	Valor [US\$]
Adquisición e instalación de equipos	995.353
Transporte	20.170
Instrumentación y control	53.789
Cañerías	208.432
Sistema de instalación eléctrico	67.236
Construcción y edificación	127.749
Terreno y acondicionamiento	32.816
Servicios auxiliares	168.091
Costos fijos directos totales	1.673.638

7.1.2 Costos indirectos

Ingeniería y supervisión

Los costos para el diseño de construcción e ingeniería, incluyendo softwares internos, dibujos computacionales, compras, ingeniería de construcción, viajes, comunicaciones y los gastos generales constituyen el capital de inversión para la ingeniería y supervisión. Debido a que este costo no puede ser incluido directamente a los equipos, materiales o mano de obra, es normalmente considerado un costo indirecto en el capital fijo de inversión y es aproximadamente el 30% del costo de adquisición y transporte de equipos, o bien el 8% del capital fijo de inversión para plantas de proceso que tratan sólidos y fluidos (Peters et al. 2003). En este caso, se trabajará con el 8% para la determinación de este costo.

Aspectos legales

Los costos legales se generan en gran parte por los contratos de construcción y la adquisición de equipo. El entendimiento y validación del cumplimiento de los requisitos gubernamentales, medioambientales y de seguridad también constituyen fuentes principales de estos costos. Este tipo

de gastos, generalmente, se encuentran entre un 1 y 3% del capital fijo de inversión (Peters et al. 2003). En este proyecto se considerará un valor del 1%, debido a las justificaciones presentadas anteriormente.

Contingencias

Se incluye un factor de contingencias o imprevistos en todos los costos estimados, exceptuando los de menor valor del capital de inversión, en reconocimiento del hecho de que la experiencia indica que habrán eventos inesperados y cambios que inevitablemente aumentan el costo de un proyecto; tales como movimientos telúricos, accidentes de transporte, huelgas, cambios de precios, pequeños cambios de diseño, errores en estimaciones y otros gastos imprevistos. Los factores de contingencia suelen variar entre un 5 a un 15% del costo del capital fijo de inversión (Peters et al. 2003). En este caso se hará uso de un factor de 5%.

Luego, teniendo en cuenta los costos directos mencionados recientemente, Tabla 7.6, se calcula el costo indirecto total del capital fijo de inversión, cuyo valor corresponde a la suma de los tres costos analizados en esta sección, expuesto en la Tabla 7.7.

Tabla 7.7: Costos fijos indirectos

Costo	Valor [US\$]
Ingeniería y supervisión	131.266
Aspectos legales	16.408
Contingencias	82041
Costos fijos indirectos	229.715

Costo del capital de trabajo

Una inversión fundamental para el éxito o el fracaso de un negocio es la que se debe realizar en capital de trabajo. El proyecto puede considerar la inversión en todos los activos fijos necesarios

para poder funcionar adecuadamente, pero si no contempla la inversión en el capital necesario para financiar los desfases de caja durante su operación, probablemente fracase. Es decir, se debe garantizar una cantidad permanente de recursos líquidos para mantener la operación durante un determinado periodo de tiempo. Dicha cantidad es considerada una inversión permanente en el tiempo hasta su recuperación al momento de finalización del proyecto.

Cuando el proyecto consiste en un proceso productivo donde hay un periodo de producción, otro de comercialización y otro de cobranza, el capital de trabajo deberá ser capaz de financiar todos los egresos que se ocasionan antes de recibir los pagos de los clientes (Sapag, 2011), lo que se conoce como el Ciclo de Conversión de Efectivo.

Considerando la cantidad total de dinero invertido en materias primas, suministros en existencia, productos terminados y semi-terminados en inventario; cuentas por pagar, sueldos e impuestos, el porcentaje de capital de trabajo en plantas químicas oscila entre 10 a 20% del capital total de inversión. Para este proyecto se considerará un valor del 10%, dado que –como se ha planteado en puntos previos- la planta corresponde a un apéndice de una pre-existente.

El resultado del costo capital fijo de inversión y el capital de trabajo se presentan en la Tabla 7.8.

Tabla 7.8: Costo capital fijo de inversión y de trabajo

Costo	Valor [US\$]
Capital fijo de inversión	1.903.353
Capital de trabajo	190.335

7.2 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El tercer componente principal de un análisis económico incluye: el costo total de operación de una planta, la recuperación del capital de inversión y la contribución a las funciones corporativas como la gestión y administración de la planta. Estos costos, por lo general, se combinan bajo el título

general de costo total de producción. Este último, a su vez, es generalmente dividido en dos categorías: los costos de manufactura, también conocidos como costos de operación o producción, y los gastos generales (Peters et al. 2003).

7.2.1 Costos de manufactura

Los costos de manufactura corresponden a todos los gastos directamente relacionados con la operación o con el equipo físico mismo. Estos gastos suelen ser divididos en tres categorías: costos variables de producción, cargos fijos y gastos generales.

Costos variables de producción

Estos costos incluyen los gastos asociados directamente con la operación de manufactura, como son los gastos para materia prima y catalizadores, mano de obra operativa directa, mano de obra de supervisión, costos asociados a suministros básicos, mantención y reparación de equipos (Peters et al. 2003).

Costo de materia prima

En este proyecto se considerará la utilización de un residuo como materia prima principal tanto para el proceso de recuperación de aromas como para la producción de aceite, admitiendo el supuesto de costo cero de insumo para efectos de imputación de costos en el flujo de caja. Esto se reafirma al tener en cuenta que el proceso al que es sometido el residuo no imposibilita su uso posterior como fertilizante (tal como se realiza en la actualidad, por parte de los cooperados de Capel).

Costo de insumos

Los costos de insumos corresponden al costo de las botellas de vidrio color ámbar utilizadas para el almacenamiento de aceite. Éstas tienen un valor de 0,38 [US\$/unidad] (www.juvasa.com), y se utilizarán 824 botellas diarias, de 250 [cc] cada una.

Costo de suministros básicos

Los costos por suministro, tales como vapor, electricidad, agua de proceso y enfriamiento, aire comprimido, gas natural, combustible, refrigeración, y disposición y tratamiento de residuos varían ampliamente dependiendo de las cantidades necesarias, localización de la planta y la fuente de los suministros (Peters et al. 2003).

Para este proyecto se consideraron los costos para los suministros de vapor, electricidad, agua de proceso y combustible. Para la determinación los gastos asociados es necesario definir las cantidades requeridas de estos suministros y el precio respectivo de cada uno de ellos. En la Tabla 7.9 se presentan dichos datos, obtenidos a partir de los capítulos de balances de masa y energía realizados en el capítulo 4. El costo de electricidad fue extraído de la página oficial de la Comisión Nacional de Energía (CNE), el agua de Aguas del Valle y el precio de combustible de la ENAP.

Tabla 7.9: Costo anual de suministros en la planta

Suministro	Cantidad requerida	Precio	Costo [US\$/año]
Electricidad	32381,53 [kW·h]	0,08435 [US\$/kW·h]	2.731,38
Agua de proceso	4996,17 [m ³ /año]	1,43 [US\$/m ³]	7.144,52
Combustible	5760 [kg/año]	202,38 [US\$/ton]	1.165,71

Costo de mano de obra

Los costos de mano de obra para esta empresa se realizan de acuerdo a la organización de la planta mencionada en el capítulo 6, en el cual se detalla el número de operarios contemplados para llevar a cabo las distintas actividades productivas, supervisores y el jefe de departamento. A continuación, en la Tabla 7.10 se presentan los sueldos para cada uno de los trabajadores, los cuales fueron definidos de acuerdo a los rangos publicados por el Ministerio de Educación de Chile (Ministerio de Educación, 2015) y al sueldo mínimo estipulado por la Ley N°20.763, publicada en el Diario Oficial el 18 de julio de 2014, la cual establece en su artículo 1 los valores del ingreso mínimo mensual a contar del 01 de julio de 2016, quedando fijado en \$257.000.

Tabla 7.10: Sueldos de los trabajadores de la empresa

Cargo	Número de personas	Sueldo mensual [\$/persona]	Sueldo total mensual [\$/]	Meses de trabajo	Sueldo anual [\$/]
Supervisor	2	687.500	1.375.000	4	5.500.000
Operarios	4	257.000	1.028.000	4	4.112.000
Total					9.612.000

Dado que el jefe de departamento corresponde a uno de los cargos que ya existen actualmente en Capel, éste no aparece en la tabla anterior. Por lo tanto, el costo por concepto de mano de obra es igual a \$9.612.000, lo que equivale a 13.648 [US\$/año].

Costo de mantención y reparación

Los costos anuales para la mantención y reparación de los equipos pueden variar entre un 2 y un 20% del costo total de ellos. Por otro lado, en el caso de los cargos de mantención de las construcciones de la planta, estos pueden variar entre un 3 y 4% del costo total de construcción. Por lo tanto, el costo total por año para esta planta corresponde a un 3% del costo de construcción detallado anteriormente.

Costo de catalizador

El costo de las enzimas pueden ser un ítem muy significativo y determinante en el análisis de factibilidad económica de un proyecto de esta área, dado que dependiendo de las características y complejidad es el nivel de precio que pueden alcanzar. Para el caso de este proyecto, el proceso de inmovilización no está contemplado dentro de las actividades productivas de la planta y, por lo tanto, el catalizador en cuestión deberá adquirirse de forma externa. Para su valorización, se cotizó el precio de una enzima comercial, RAPIDASE AR 2000, utilizada ampliamente en la industria vitivinícola para la revelación de aromas. El precio de ésta es de 790 [US\$/kg] y la cantidad requerida para un año productivo (4 meses operativos) es de 41,57 [kg].

7.2.2 Cargos fijos

Los costos que no cambian o que varían muy poco con la cantidad de producción se designan como costos o cargos fijos, todos directamente relacionados con el capital de inversión y el arreglo financiero establecido. Estos incluyen los costos de depreciación, impuestos y seguros de planta (Peters et al. 2003). Los gastos considerados en este proyecto se detallan a continuación.

Depreciación

Un aspecto importante a considerar en un análisis económico, fundamentalmente en el flujo de caja del proyecto, es la depreciación de los activos. Ésta recae solamente sobre los inmuebles y los equipos (sin incluir los costos anexos al equipo) que se devalúan mediante el transcurso de los años por su utilización, antigüedad y obsolescencia.

La depreciación en Chile se puede realizar de forma lineal o acelerada. El primer caso consiste en el método de depreciación lineal, el cual asume que los activos se usan con la misma intensidad año por año, a lo largo del periodo de evaluación, por lo que la depreciación periódica debe ser del mismo monto. En el caso de la depreciación acelerada, el valor depreciable de un activo se distribuye

de forma descendente, es decir, una proporción de su valor en los primeros años de vida (Sapag Chain & Sapag Chain, 2008).

Para este proyecto se considera utilizar una depreciación lineal con el fin de prorratear el egreso relacionado con la depreciación. Ésta se calcula de acuerdo a la Ecuación 7.4.

$$D = \frac{I_0 - V_R}{N}$$

Ecuación 7.4

Donde:

D: Depreciación, [US\$/kg]

I₀: Inversión inicial en el momento cero de la evaluación, [US\$/kg]

V_R: Valor residual, el cual para efectos contables tiene valor de \$1, pero para la evaluación del proyecto se considerará cero, [US\$]

N: Vida útil normal del activo, [años]

En la Tabla 7.11 se especifican las depreciaciones para cada activo fijo en función de la inversión y la vida útil de éste utilizando la Ecuación 7.4.

Tabla 7.11: Depreciación de los activos fijos (Datos extraídos del Servicio de Impuestos Interno, 2015)

Equipo	Vida útil normal [Año]	Inversión [US\$]	Depreciación [US\$/año]
Contenedor refrigerado	15	5.395,89	359,72
Secador tambor rotario	15	19.670	1.311,33
Secador neumático	15	3.975,70	265,05
Molino de discos	15	38.936,14	2.595,74
Tanque de extracción	15	38.173,26	2.544,88
Intercambiador de calor placas	15	73.938,13	4.929,21
Filtro tambor rotatorio	15	106.576,03	7.105,07

Continuación Tabla 7.11: Depreciación de los activos fijos (Datos extraídos del Servicio de Impuestos Interno, 2015)

Equipo	Vida útil normal [Año]	Inversión [US\$]	Depreciación [US\$/año]
Reactores enzimáticos	20	113.151,25	5.657,56
Columna de destilación	80	221.206	11.060,03
Secador de bandejas	15	5.373,36	358,22
Prensa de tornillo	15	16.913,85	1.127,59
Bombas	15	2.830,97	188,73
Transportadores	15	8.000,00	533,33
Estanques	15	1.321,87	73,43
Envasadora	15	3.397,95	226,53
Edificación	60	141.316	2.355,26
Cañerías	15	230.567	15.371,13
Sistema eléctrico	15	74.377	4.958,47

Impuestos

La magnitud de los impuestos de una empresa dependen principalmente de dos factores: la localidad en particular donde se encuentre la planta de proceso y de las leyes regionales a las cuales están sometidas. En Chile, las empresas industriales deben pagar un impuesto equivalente al 20% de las rentas provenientes del capital obtenido, es decir, de las utilidades percibidas (Servicio de Impuestos Internos, 2015). Sin embargo, se debe contemplar una reforma tributaria, la cual implica un aumento de este impuesto hasta un valor del 25% para empresas pequeñas a partir del año 2017 (Servicio de Impuestos Internos, 2015), cuyo valor es el considerado para este proyecto a partir de ese año, mientras que los años anteriores se evalúan con un impuesto del 20%.

Seguro de planta

Las tasas de seguro dependen del tipo de proceso que se lleva a cabo en la operación de manufacturación y del alcance de protección de estos seguros respecto a las instalaciones disponibles. Estas tasas ascienden a un valor del 1% del capital fijo de inversión por año (Peters et al. 2003).

Por lo tanto, teniendo en cuenta que los costos por depreciación e impuestos serán considerados al momento de analizar la rentabilidad del proyecto, los cargos fijos de la empresa equivalen a los gastos por seguro, equivalente a 19.033 [US\$/kg].

7.2.3 Gastos generales

Además de los costos de manufactura, otros gastos generales están implicados en la operación de una empresa. Estos gastos están relacionados con los aspectos administrativos, distribución y ventas e investigación y desarrollo de las plantas de procesos (Peters et al. 2003). Para este proyecto sólo se consideran los costos de administración.

Los costos de administración corresponden al conjunto de pagos incurridos en la dirección general de una empresa, en contraste con los gastos de una más específica, como la producción o la de ventas. Este costo fluctúa entre un 3 y 15% del costo de mano de obra (Peter et al. 2003). Dado que el número de personal contemplado para la planta es reducido, se considerará el valor más bajo del rango, correspondiente a un 3%. Así, los costos de administración son de 409,44 [US\$/año].

7.3 RENTABILIDAD DEL PROYECTO

7.3.1 Flujo de caja

La finalidad de la evaluación de un proyecto radica en la determinación del nivel de rentabilidad de la estructura de pagos de éste en relación a la rentabilidad deseada por el accionista o la empresa, entendida como la tasa de descuento.

En relación al presente análisis, la producción de aromas y aceites será llevada a cabo cada año durante un periodo de cuatro meses de producción, durante 10 años. El nivel de producción a evaluar equivale al procesamiento de toda la materia prima en el periodo de operación.

En general, el flujo de caja debe componerse de:

- Inversión inicial para puesta en marcha, conformada por la inversión en activos y el capital de trabajo
- Ingresos y egresos operacionales como flujos efectivos de dinero en caja
- Periodo en que ocurren los ingresos y egresos
- Valor residual del proyecto

Algunos supuestos válidos a considerar en el desarrollo de un flujo de caja son:

- El valor residual del proyecto equivale al valor de los activos fijos al final del periodo. Este supuesto es conocido como el “Método contable” de valor de desecho del proyecto en relación a la valoración de activos y flujos (Sapag, 2011).
- El método de depreciación a utilizar será lineal, con el fin de prorratar de mejor manera el egreso por depreciación.
- El impuesto a la renta en Chile actual equivale a un 20% de las utilidades operacionales y además se considerará el nuevo valor a partir del año 2017 en adelante.
- La tasa de descuento a considerar para la evaluación será de un 8%. Dicho valor se propone como estimativo de proyectos que no son del giro de la empresa, así como también refleja

el mejor escenario si el capital propio se hubiese invertido en fondos mutuos o depósitos a plazo para poder comparar el costo alternativo financiero de la inversión.

7.3.2 Indicadores financieros

Una vez realizado el flujo de caja, es posible analizar la estructura de pago mediante indicadores financieros que son utilizados para determinar si el proyecto es rentable o no. En el presente análisis, se abordará la rentabilidad mediante el uso del Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR).

El Valor Actual Neto (VAN) corresponde al valor que posee en la actualidad (momento de hacer efectiva la inversión) la estructura de pagos el proyecto, mediante la actualización de los flujos futuros proyectados. De la definición es fácil desprender que si el VAN del proyecto es mayor a cero, entonces el proyecto posee valor de interés y es rentable. Caso contrario, si el VAN es menor a cero, se dice que el proyecto no es rentable. Finalmente, si el VAN es igual a cero, la estructura de pago es indiferente para el inversor (lo que se conoce como punto de indiferencia del inversor), pues recupera lo que se ha invertido en el proyecto; lo que sería equivalente a no invertir. De la matemática financiera, la Ecuación 7.5 corresponde a la ecuación del Valor Actual Neto.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+d)^t} - I_0$$

Ecuación 7.5

Donde:

VAN: Valor actual neto del proyecto evaluado a t periodos con una exigencia mínima de $d\%$ de rentabilidad [US\$]

F_t : Flujo de caja neto en el periodo t [US\$]

I_0 : Inversión inicial requerida del proyecto [US\$]

t : Periodo de evaluación del proyecto [año]

d : Tasa de descuento o rentabilidad mínima exigida por el inversor [%]

Conceptualmente, la tasa de descuento utilizada para evaluar el proyecto corresponde a la expectativa de rentabilidad del accionista, entendiéndose como el premio por asumir el riesgo de viabilidad del proyecto y la inflación asociada al escenario país.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) se entiende como la rentabilidad intrínseca al proyecto, sin considerar al ente inversor. En otras palabras, representa la ganancia mínima que obtendría cualquier inversor ante la decisión de financiar la estructura de pagos del proyecto. En función de lo anterior - y en relación a la tasa de descuento -, si la TIR es comparativamente mayor a la tasa de descuento del inversionista, entonces el proyecto es rentable (y su VAN es positivo). Analizando la Ecuación 7.6 es posible deducir que la TIR es la tasa con la cual la totalidad de los flujos actualizados del proyecto son iguales a los desembolsos expresados en moneda actual donde el VAN es igual a cero.

$$\sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} - I_0 = 0$$

Ecuación 7.6

Donde:

TIR: Tasa Interna de Retorno [%]

Realizando el análisis económico del proyecto, presentado en detalle en el Apéndice N, se obtienen los siguientes indicadores económicos indicados en la Tabla 7.12.

Tabla 7.12: VAN y TIR del proyecto

Indicador	Valor
VAN [US\$]	3.186.788
TIR [%]	36

Con estos resultados se establece claramente que el proyecto es rentable; dado que se obtiene un VAN positivo y una TIR del 36%. Adicionalmente, como se comentó en los capítulos precedentes, la

planta de producción cuenta con dos subproductos a revalorizar, correspondientes a la harina de pepa de uva y al jarabe de azúcar. Incluyendo estos productos en el flujo de caja, se alcanza un VAN de 83.892.554,41 [US\$] con una tasa de descuento del 8%.

7.3.3 Análisis de sensibilidad

El análisis de rentabilidad previo representa un escenario de carácter determinístico que refleja la renta obtenida, dadas ciertas condiciones en la estructura de costos e ingresos del proyecto. Sin embargo, es importante considerar que el escenario propuesto no representa la intensidad en que las diversas variables asociadas al flujo de caja influyen en el cálculo de los indicadores financieros. Debido a lo anterior, es relevante sensibilizar las variables predominantes para entender cómo se comportaría la estructura de pagos al inversor, con el fin de proveer de escenarios favorables y desfavorables, condicionando la decisión del inversor, dada cierta probabilidad de ocurrencia de rentabilidad.

En este sentido, luego de la obtención de los indicadores económicos, es claro que el proyecto es rentable debido fundamentalmente a la producción de aceite. No obstante, es interesante analizar otros escenarios en los que se podría encontrar este producto. Una sensibilización univariada en relación al precio del aceite constituye una herramienta importante al momento de analizar la estrategia de salida al mercado.

Sensibilización Indicadores y Precios

A partir de la gráfica de la Figura 7.2 se observa que incluso a un precio de 12 [US\$/kg], es decir, por debajo del valor de venta de Granasur, el proyecto aún sigue siendo rentable, con un VAN de 195.937 [US\$] y una TIR del 10%. Este análisis permite flexibilizar el precio de venta del producto dependiendo de las condiciones reales del mercado, haciendo del proyecto aún más atractivo. Bajo este mismo lineamiento, sería de utilidad analizar la variación de los indicadores respecto al valor de dólar, que durante el año 2016 ha tenido variaciones de relevancia para la industria nacional y

de exportación. A partir de esa información, se podría tener un conocimiento aún más detallado de los factores más influyentes de este proyecto.

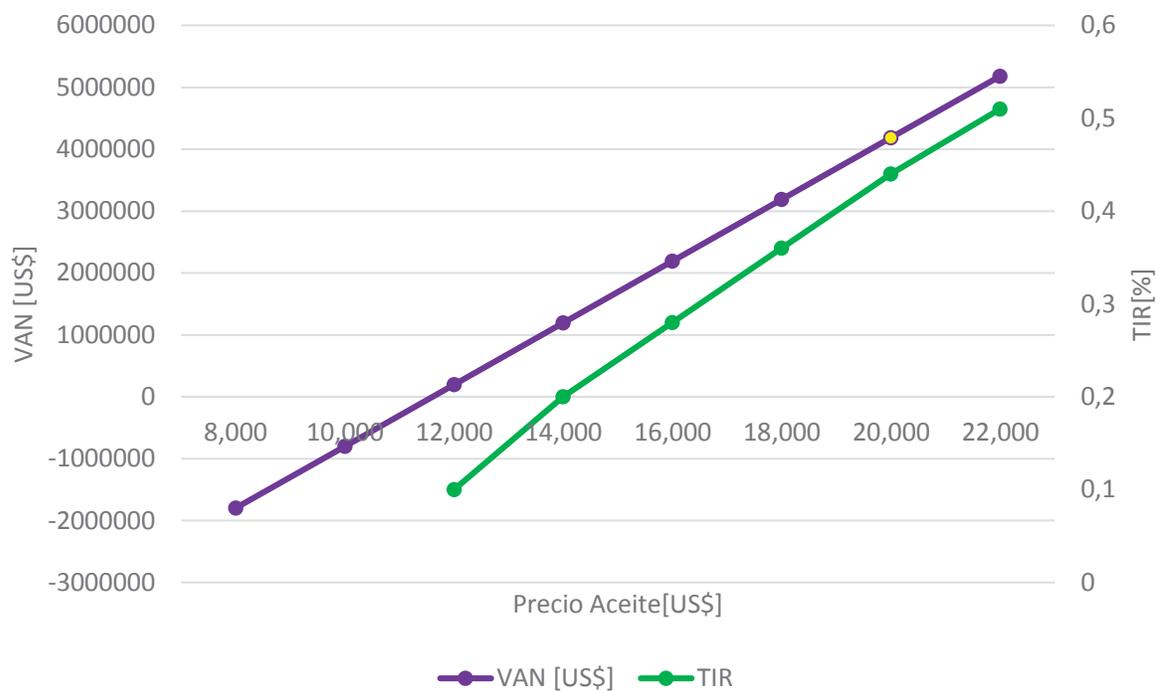


Figura 7.2: Sensibilización de los indicadores VAN/TIR respecto al precio del aceite

REFERENCIAS CAPÍTULO 7

- Gujarati, D. y Porter, C. (2009). Naturaleza del análisis de la regresión. En D. Gujarati y C. Porter, *Econometría* (pp. 15-33). México: McGraw-Hill.
- Peters, M., Timmerhaus, K. & West, R. (2003). Analysis of cost estimation. En M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, & R. E. West, *Plant design and economics for chemical engineers* (pp. 226-278). Boston, USA: McGraw-Hill.
- Sapag Chain, N. y Sapag Chain, R. (2008). Criterios de evaluación de proyectos. En N. Sapag Chain, y R. Sapag Chain, *Preparación y evaluación de proyectos* (pp. 314-339). Bogotá: McGraw-Hill.
- Sapag, N. (2011). *Proyectos de inversión, formulación y evaluación de proyectos*. Santiago: Pearson Educación.

CAPÍTULO 8

DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES

8.1 DISCUSIÓN

En base al estudio de mercado realizado -el cual incluyó tanto importaciones como exportaciones en relación a la demanda de aromas- se puede apreciar el evidente potencial del mercado de aromas, lo que se debe principalmente al amplio espectro de aplicaciones en la que se pueden utilizar este tipo de productos y la variabilidad en el origen de los mismos. No obstante, el análisis realizado se puede considerar riesgoso, puesto que se ejecutó sin tener conocimiento de la naturaleza de los compuestos aromáticos en cuestión, es decir, sin tener los antecedentes que permitieran estimar la demanda nacional realmente competitiva al proceso productivo planteado en este proyecto, ya que los compuestos involucrados en este son completamente naturales.

Por su parte, si bien la estimación de la disponibilidad de materia prima se llevó a cabo con un mayor número de antecedentes, ésta fue diseñada en base a la producción nacional de pisco de una única empresa y bajo la suposición que, a mayor crecimiento poblacional, habría una mayor oferta de bebidas alcohólicas y por lo tanto, una mayor generación de residuos por parte de la industria. Lo cual, podría estar sujeto a diversos factores que no han sido considerados con su debida rigurosidad.

En cuanto a las características técnicas del proceso de recuperación de compuestos aromáticos, se puede determinar que es un proceso complejo a escala industrial, debido fundamentalmente a la baja concentración en la que se encuentran y a su termosensibilidad, lo que se traduce en costosas columnas de extracción a vacío y sistemas de refrigeración, que si bien no han sido diseñados en su totalidad en este proyecto, representan -sin lugar a dudas- un costo importante en toda planta química o de proceso. En este sentido, es importante destacar que en la actualidad existen otras técnicas de separación que han sido analizadas con mayor profundidad para la recuperación de aromas a partir de zumos de fruta, y que podrían tener un impacto importante en los costos de inversión de este tipo de proyectos. Entre las técnicas estudiadas destaca el uso de equipos de pervaporación para la separación de compuestos volátiles, diseñados para trabajar con sustancias termolábiles y que se encuentran a bajas concentraciones. Estos sistemas aún no son

implementados a gran escala a nivel industrial, pero es esperable que su desarrollo signifique grandes beneficios en este mercado.

Por otro lado, la configuración en la cual se diseñó este proyecto podría ser un factor importante de considerar. En este caso se propuso implementar una planta por instalación, resultando esto en 7 plantas productoras de aromas y aceite. Bajo este contexto, debería evaluarse la alternativa de generar sólo una planta que trate la totalidad de los residuos, con lo cual podría disminuir el costo de inversión. Además de esto, se debe tener en cuenta que los rendimientos de las etapas fueron datos estimados o tomados de otras experiencias, por lo que podrían estar subestimados en comparación con la realidad de este caso específico.

A pesar de lo anterior, la operación fundamental del proceso de producción de aromas, referida a la etapa de liberación de los precursores (reactor enzimático) demuestra ser altamente eficiente, permitiendo incluso la reutilización del catalizador a lo largo de los 4 meses de producción, sin necesidad de recambio y manteniendo la actividad en tiempos cortos de operación. Bajo este escenario, y considerando que la mayoría de los equipos fueron diseñados bajo condiciones de eficiencia estimada, la posibilidad de evaluar otras alternativas para la recuperación y producción de aromas, sigue siendo una propuesta de proyecto atractiva.

En relación a la línea de extracción de aceite a partir de semilla de uva, es claro que este proceso productivo es una alternativa rentable por sí misma. El bajo número de equipos requeridos, fácil manejo de las maquinarias, reducido consumo energético y bajo nivel de inversión, en comparación al proceso de recuperación de aromas, hace de esta propuesta un proyecto atractivo en el cual invertir. Sin considerar, además, el grado de sustentabilidad que otorga a la empresa el hecho de revalorizar residuos que en la actualidad no tienen un valor agregado, pudiendo generar dos líneas de negocio totalmente nuevas y rentables: aceite y harina de pepa de uva.

8.2 CONCLUSIONES

- El mercado de los aromas es difícil de analizar debido a que no se cuenta con antecedentes del sector industrial; entendiendo dichos factores como la demanda agregada y la brecha de ésta que es posible satisfacer.
- La instalación de una planta apéndice a Capel, para la producción de aceite y recuperación de aromas, bajo las condiciones establecidas, es rentable de acuerdo a los indicadores económicos seleccionados para un periodo de estudio de 10 años, considerando una tasa de descuento del 8%. Siendo los factores más influyentes en la rentabilidad del proyecto, el precio de venta y volumen de los productos derivados del proceso de producción de aceite y de harina.

8.3 RECOMENDACIONES

- Para estudios más detallados sobre el tema se recomienda cuantificar la concentración real de terpenos presentes en el hollejo de uva, ya que éste puede variar considerablemente de acuerdo a las condiciones climáticas y geográficas de la zona.
- Para potenciar aún más el perfil aromático de estos residuos, de manera de rentabilizar el proyecto orientado a esta línea, se propone estudiar la posibilidad de extraer una amplia gama de compuestos, no sólo pensando en terpenos, así los polifenoles, por ejemplo, podrían ser una alternativa para impulsar el proyecto.
- Evaluar alternativas de elaboración de productos cosméticos terminados utilizando el extracto aromático recuperado, el aceite y la harina de semilla de uva.
- Aunque se logró hacer un estudio completo sobre las exportaciones e importaciones de aromas, el mercado nacional y la oferta dentro del país puede cambiar significativamente el escenario, es por eso, se requiere un estudio más detallado de las empresas nacionales dedicadas en esta área y de las materias primas que utilizan para su producción

APÉNDICE A

POBLACIÓN ESTIMADA POR AÑO

Tabla A.1: Chile. Población total por año calendario estimada al año 2015
(Instituto Nacional de Estadística, 2002)

Año	Número de habitantes
2005	16.267.278
2006	16.432.674
2007	16.598.074
2008	16.763.470
2009	16.928.873
2010	17.094.270
2011	17.248.450
2012	17.402.630
2013	17.556.815
2014	17.711.004
2015	17.865.185
2016	18.001.964
2017	18.138.749
2018	18.275.530
2019	18.412.316
2020	18.549.095
2021	18.665.029
2022	18.780.961
2023	188.96.893
2024	19.012.825
2025	19.128.758

APÉNDICE B

MÉTODO DE CÁLCULO PARA LA CAPACIDAD CALORÍFICA

Choi y Okos (1986) presentaron un modelo para predecir la capacidad calorífica en función de la composición y la temperatura (Ecuación B.1). la relación para determinar En los alimentos la capacidad calorífica depende de composición y temperatura, por lo que se usan las relaciones mospara determinar la capacidad calorífica de cada compuesto se especifica en la Tabla B.1.

$$Cp = \sum_{i=1}^n Cp_i \cdot X_i$$

Ecuación B.1

Donde:

X_i : Fracción del componente i

i: Número total de componentes

Cp_i : Capacidad calorífica del componente i, [kJ/kg·°C]

Mientras que para determinar la capacacidad calorífica de cada componente (Cp_i) se utilizan las relaciones mostradas en la Tabla B.1.

Tabla B.1: Capacidades caloríficas según la temperatura por componente (Singh y Heldman, 2014a).

Componente	Cp [kJ/kg·°C]
Agua	$4,1762 - 0,000090864 \cdot T + 0,0000054731 \cdot (T)^2$
Aceites	$1,9842 + 0,0014733 \cdot T - 0,0000048008 \cdot (T)^2$
Proteínas	$2,0082 + 0,0012089 \cdot T - 0,0000013129 \cdot (T)^2$
Fibra	$1,8459 + 0,0018306 \cdot T - 0,0000046509 \cdot (T)^2$
Cenizas	$1,0926 + 0,0018896 \cdot T - 0,0000036817 \cdot (T)^2$
Carbohidratos	$1,5488 + 0,0019625 \cdot T - 0,0000059399 \cdot (T)^2$

El método de cálculo se ejemplificará, con la determinación de la capacidad calorífica de semilla de uva a 15 [°C], a través de la Tabla B.2 en donde se obtiene una capacidad calorífica de 2,21 [KJ/kg ss°C].

Tabla B.2: Datos de Cp y fracción en ejemplo de cálculo

Componente	Cp [KJ/kg·°C] a 15[°C]	Fracción %(p/p)	Cp fracción (Cp _i ·x _i)
Agua	4,176068488	17	0,709931643
Aceites	2,00521932	10	0,200521932
Proteínas	2,026038098	8	0,162083048
Fibra	1,872312548	52	0,973602525
Cenizas	1,120115618	3	0,033603469
Carbohidratos	1,576901023	8	0,126152082
Cp (Σ)			2,21

APÉNDICE C CARTA PSICOMÉTRICA



Carrier

A United Technologies Company

**PSYCHROMETRIC CHART
NORMAL TEMPERATURES
SI METRIC UNITS
Barometric Pressure 101.325 kPa
SEA LEVEL**

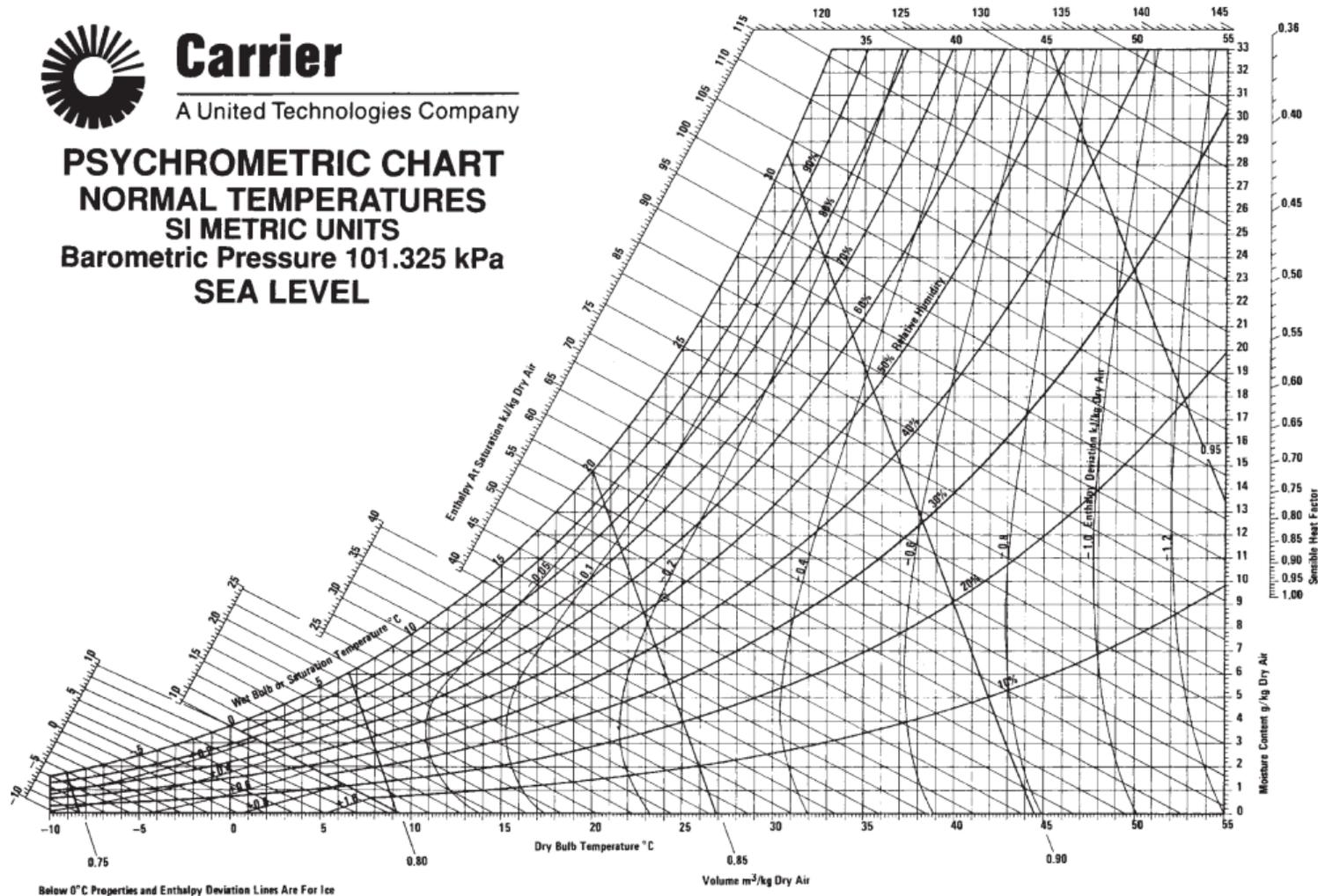


Figura C.1: Carta psicrométrica a temperaturas normales y presión barométrica de 101.325 kPa (al nivel del mar),
extraído de Singh y Heldman, (2014a)

APÉNDICE D

ESTIMACIÓN DE LA EFICIENCIA DE UN MOTOR

La Figura D.1 permite determinar la eficiencia de los motores según su potencia.

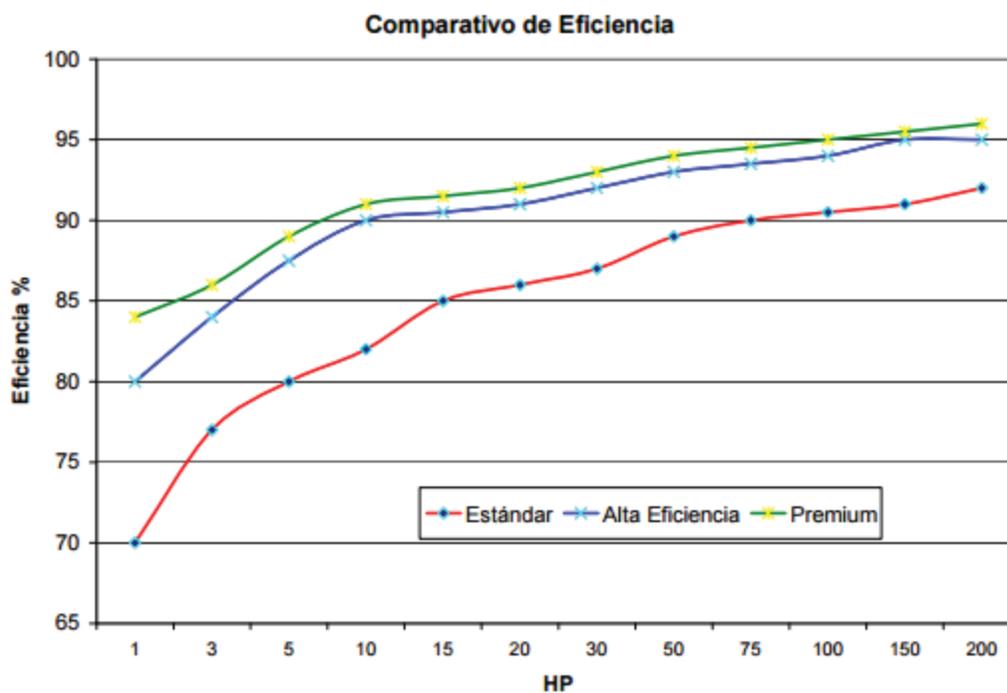


Figura D.1: Datos para determinar la capacidad calorífica (Comisión Nacional de energía eléctrica, 2010)

APÉNDICE E

NÚMERO DE POTENCIA

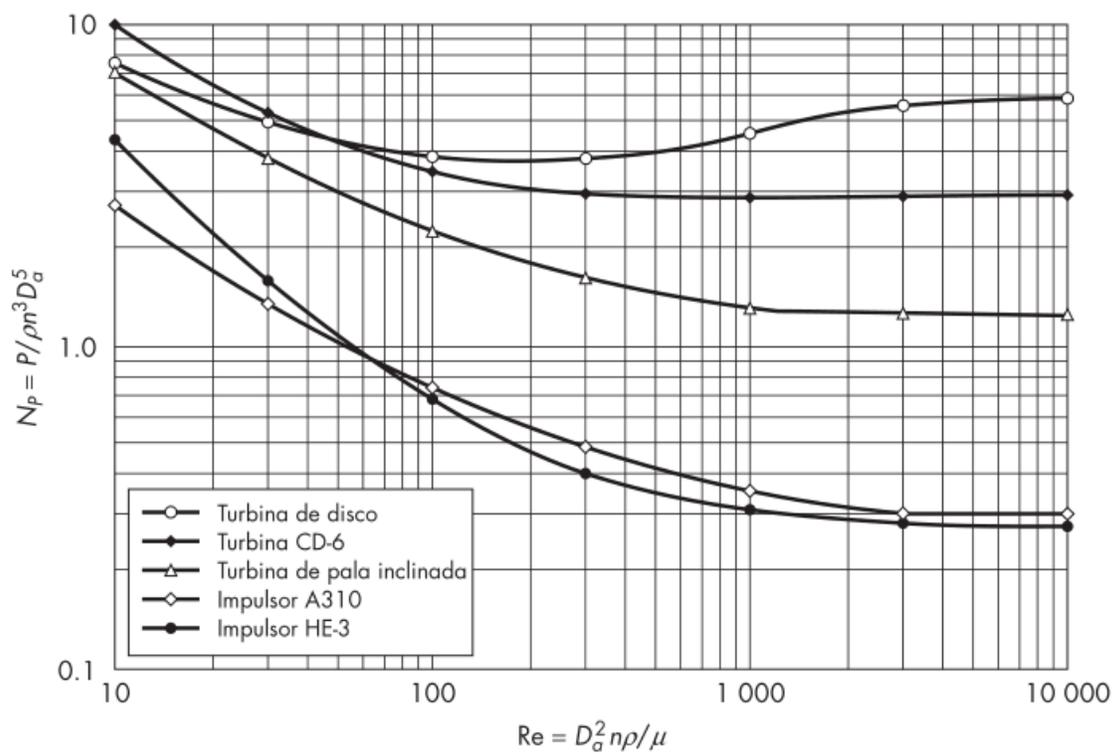


Figura E.1: Número de potencia en función del Número de Reynolds para turbinas e impulsores de alta eficiencia (McCabe, Smith y Harriott, 2007a)

APENDICE F

METODOLOGÍA DE CÁLCULO DEL CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN

El calor latente de vaporización es una propiedad de los solventes que varía con respecto a la temperatura. Para la determinación de este parámetro se utiliza la correlación de Watson (Riddick, Bunger y Sakano, 1986), la cual se muestra a continuación:

$$\lambda_1 = \lambda_0 \cdot \left(\frac{T_C - T_0}{T_C - T_{EB}} \right)^{0.38}$$

Ecuación F.1

Donde:

λ_1 : Calor latente de vaporización a la temperatura de operación, [kJ/kg]

λ_0 : Calor latente de evaporación a la temperatura de ebullición, [kJ/kg]

T_C : Temperatura crítica, [°C]

T_{eb} : Temperatura de ebullición en condiciones normales, [°C]

T_0 : Temperatura de ebullición a las condiciones de operación, [°C]

En la Tabla F.1 se muestran los valores de los parámetros necesarios en la correlación de Watson para cada uno de los solventes ocupados en el proceso (Felder y Rousseau, 2004).

Tabla F.1: Calor latente a la temperatura de ebullición y, temperatura crítica y de ebullición del agua.

Temperatura de ebullición [°C]	Calor latente [KJ/Kg]	Temperatura crítica [°C]
100	2258.67	374015

APÉNDICE G

METODOLOGÍA DE CÁLCULO DE DENSIDAD

La densidad de los alimentos y materiales, dependen de la composición y temperatura, como expresa la Ecuación G.1 (Singh y Heldman, 2014b). Por lo que se debe conocer la densidad de cada componente para estimar a densidad del alimento, para esto se utilizan las relaciones mostradas en a Tabla G.1 (Singh y Heldman, 2014a).

$$\rho = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

Ecuación G.1

Tabla G.1: Ecuaciones de densidad según la temperatura por componente (Singh y Heldman, 2014a)

Componente	Densidad (ρ) [kg/m ³]
Agua	$9,9718 \cdot 10^2 + 3,1439 \cdot 10^{-1}(T) - 3,7574 \cdot 10^{-3} \cdot (T^2)$
Aceites	$9,2559 \cdot 10^2 - 4,1757 \cdot 10^{-1}(T)$
Proteínas	$1,3299 \cdot 10^3 - 5,184 \cdot 10^{-1}(T)$
Fibra	$1,3115 \cdot 10^3 - 3,6589 \cdot 10^{-1}(T)$
Cenizas	$2,4238 \cdot 10^3 - 2,8063 \cdot 10^{-1}(T)$
Carbohidratos	$1,5991 \cdot 10^3 - 3,1046 \cdot 10^{-1}(T)$

Para ejemplificar el método, se determinará la densidad de semillas de uvas a 15[°C], de esta forma la Tabla G.2, muestra los resultados obtenidos más la composición y la densidad final de esta.

Tabla G.2: Ejemplo de cálculo, densidad de semillas de uva a 15 [°C]

Componente	Densidad a 15[°C] [kg/m ³]	Fracción %(p/p)	X _i /ρ _i
Agua	1001,05	17	0,00016
Aceites	919,32	10	0,00010
Proteínas	1322,12	8	6,05·10 ⁻⁵
Fibra	1306,01	52	0,00039
Cenizas	2419,59	3	1,23·10 ⁻⁵
Carbohidratos	1594,44	8	5,017·10 ⁻⁵
ρ_{semilla} [kg/m³]			1250,25

De esta forma se logra estimar la densidad de las semillas de uva a 15[°C] es de 1250, 25 [kg/m³].

APÉNDICE H

PROPIEDADES DEL AGUA LÍQUIDA

Tabla H.1: Propiedades del agua líquida, adaptado de McCabe, Smith y Harriott (2007b)

Temperatura [°F]	Viscosidad [cP]	Conductividad térmica [btu/ft·h·°F]	Densidad [lb/ft ³]
32	1,794	0,320	62,42
40	1,546	0,326	62,43
50	1,310	0,333	62,42
60	1,129	0,340	62,37
70	0,982	0,346	62,30
80	0,862	0,352	62,22
90	0,764	0,358	62,11
100	0,682	0,362	62,00
120	0,559	0,371	61,71
140	0,470	0,378	61,38
160	0,401	0,384	61,00
180	0,347	0,388	60,58
200	0,305	0,392	60,13
220	0,270	0,394	59,63
240	0,242	0,396	59,10
260	0,218	0,396	58,53
280	0,199	0,396	57,94
300	0,185	0,396	57,31

APÉNDICE I

FACTORES DE INCRUSTACIÓN

Tabla I.1: Factores de incrustación para intercambiadores de calor de acuerdo a las características del fluido (Towler y Sinnott, 2008)

Fluido	Resistencia [$\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$]	
	$v > 1,2 \text{ m/s}$	$v < 1,2 \text{ m/s}$
Agua de río	0,00008	----- 0,00033
Agua de mar	0,00033	----- 0,00100
Agua de enfriamiento (torres)	0,00020	----- 0,00033
Agua potable (blanda)	0,0002	----- 0,00033
Agua potable (dura)	0,0005	----- 0,00100
Condensado	0,0002	----- 0,00067
Vapor (libre de aceite)	0,0001	----- 0,00025
Vapor (con trazas de aceite)	0,0002	----- 0,00050
Salmuera	0,0002	----- 0,00033
Aire y gases industriales	0,00067	----- 0,00020
Gases de chimenea	0,0002	----- 0,00050
Vapores orgánicos	0,00020	
Líquidos orgánicos	0,00020	
Hidrocarburos ligeros	0,00020	
Hidrocarburos pesados	0,00050	
Orgánicos en ebullición	0,00040	
Orgánicos en condensado	0,00020	
Fluidos de transferencia de calor	0,00020	
Soluciones acuosas de sales	0,00020	– 0,00033

APÉNDICE J

FACTOR DE CORRECIÓN F_t

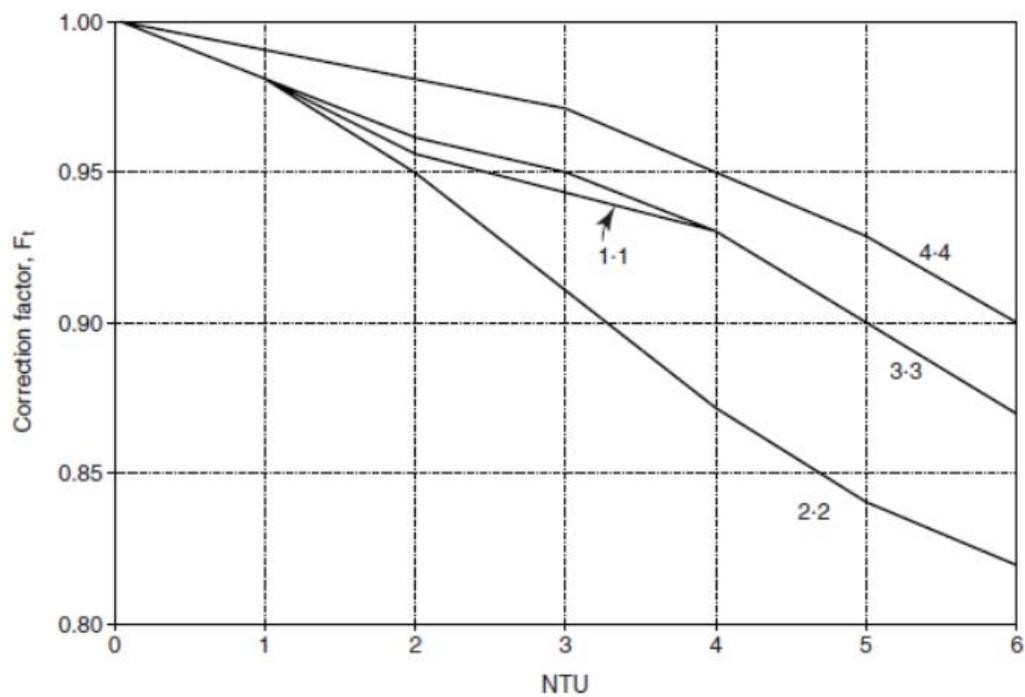


Figura J.1: Factor de corrección de la temperatura media logarítmica para intercambiadores de calor de placas (Towler y Sinnott, 2008)

APÉNDICE K

FACTOR J Y COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA

Tabla K.1: Coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de placa de acuerdo a las propiedades de los fluidos (Towler y Sinnott, 2008)

Fluido caliente	Fluido frío	U [W/m ² ·°C]
Orgánico liviano	Orgánico liviano	2.500 – 5.000
Orgánico liviano	Orgánico viscoso	250 – 500
Orgánico viscoso	Orgánico viscoso	100 – 200
Orgánico liviano	Agua de proceso	2.500 – 3.500
Orgánico viscoso	Agua de proceso	250 – 500
Orgánico liviano	Agua de enfriamiento	2.000 – 4.500
Orgánico viscoso	Agua de enfriamiento	250 – 450
Vapor condensante	Orgánico liviano	2.500 – 3.500
Vapor condensante	Orgánico viscoso	250 – 500
Agua de proceso	Agua de proceso	5.000 – 7.500
Agua de proceso	Agua de enfriamiento	5.000 – 7.000
Soluciones acuosas diluidas	Agua de enfriamiento	5.000 – 7.000
Vapor condensante	Agua de proceso	3.500 – 4.500

APÉNDICE L INACTIVACIÓN ENZIMÁTICA

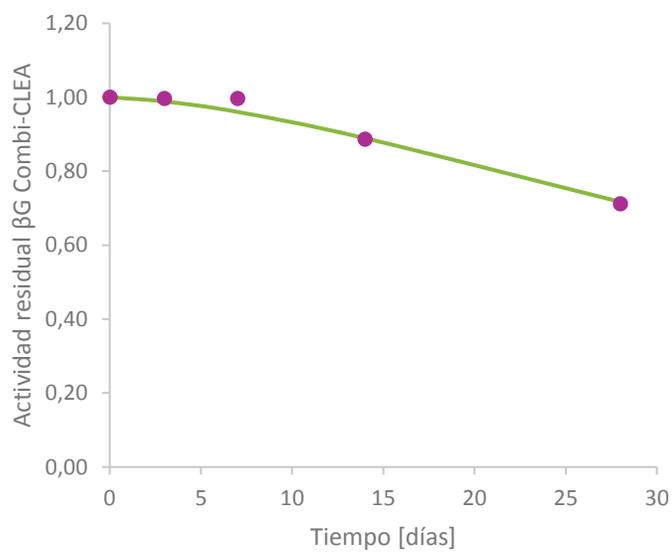


Figura L.1: Modelo de inactivación térmica de beta-G

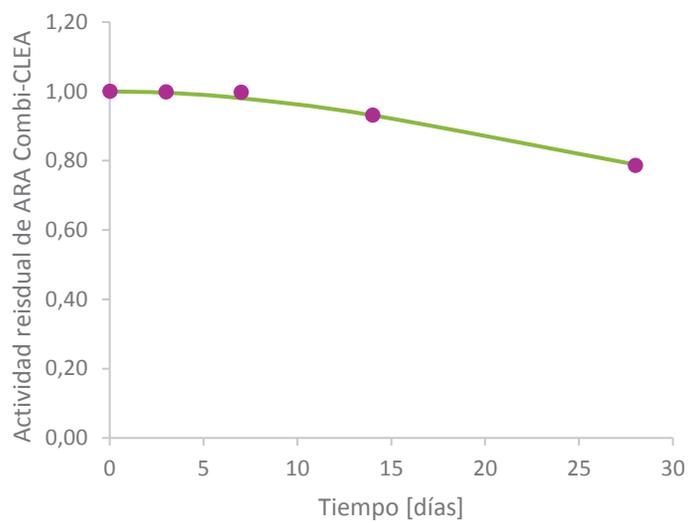


Figura L.2: Modelo de inactivación térmica de ARA

Tabla L.1: Determinación del número de lotes y tiempo de operación del reactor enzimático

N° lote	E_{inicial} [mmol/h·gc]	t lote [h]	E_{final} [mmol/h·gc]	$E_{\text{final}}/E_{\text{inicial}}$
1	0,02400	1,43	0,023897	1,00
2	0,02390	1,44	0,023794	0,99
3	0,02379	1,44	0,023691	0,99
4	0,02369	1,45	0,023587	0,98
5	0,02359	1,46	0,023483	0,98
6	0,02348	1,46	0,023380	0,97
7	0,02338	1,47	0,023276	0,97
8	0,02328	1,48	0,023172	0,97
9	0,02317	1,48	0,023068	0,96
10	0,02307	1,49	0,022964	0,96
11	0,02296	1,50	0,022859	0,95
12	0,02286	1,50	0,022755	0,95
13	0,02276	1,51	0,022650	0,94
14	0,02265	1,52	0,022545	0,94
15	0,02255	1,52	0,022441	0,94
16	0,02244	1,53	0,022336	0,93
17	0,02234	1,54	0,022231	0,93
18	0,02223	1,54	0,022126	0,92
19	0,02213	1,55	0,022021	0,92
20	0,02202	1,56	0,021915	0,91
21	0,02192	1,57	0,021809	0,91
22	0,02181	1,57	0,021704	0,90
23	0,02170	1,58	0,021598	0,90
24	0,02160	1,59	0,021492	0,90
25	0,02149	1,60	0,021386	0,89
26	0,02139	1,60	0,021280	0,89
27	0,02128	1,61	0,021174	0,88
28	0,02117	1,62	0,021067	0,88
29	0,02107	1,63	0,020960	0,87
30	0,02096	1,64	0,020853	0,87
31	0,02085	1,65	0,020746	0,86
32	0,02075	1,65	0,020639	0,86
33	0,02064	1,66	0,020532	0,86
34	0,02053	1,67	0,020424	0,85
35	0,02042	1,68	0,020316	0,85
36	0,02032	1,69	0,020208	0,84
37	0,02021	1,70	0,020100	0,84
38	0,02010	1,71	0,019992	0,83
39	0,01999	1,72	0,019883	0,83
40	0,01988	1,73	0,019774	0,82

Continuación Tabla L.1: Determinación del número de lotes y tiempo de operación del reactor enzimático

N° lote	$E_{inicial}$ [mmol/h·g _c]	t lote [h]	E_{final} [mmol/h·g _c]	$E_{final}/E_{inicial}$
41	0,01977	1,74	0,019665	0,82
42	0,01966	1,75	0,019556	0,81
43	0,01956	1,76	0,019446	0,81
44	0,01945	1,76	0,019337	0,81
45	0,01934	1,77	0,019228	0,80
46	0,01923	1,78	0,019118	0,80
47	0,01912	1,80	0,019008	0,79
48	0,01901	1,81	0,018898	0,79
49	0,01890	1,82	0,018787	0,78
50	0,01879	1,83	0,018676	0,78
51	0,01868	1,84	0,018565	0,77
52	0,01857	1,85	0,018454	0,77
53	0,01845	1,86	0,018343	0,76
54	0,01834	1,87	0,018232	0,76
55	0,01823	1,88	0,018120	0,76
56	0,01812	1,89	0,018009	0,75
57	0,01801	1,91	0,017897	0,75
58	0,01790	1,92	0,017784	0,74
59	0,01778	1,93	0,017672	0,74
60	0,01767	1,94	0,017559	0,73
61	0,01756	1,95	0,017447	0,73
62	0,01745	1,97	0,017333	0,72
63	0,01733	1,98	0,017220	0,72
64	0,01722	1,99	0,017106	0,71
65	0,01711	2,01	0,016992	0,71
66	0,01699	2,02	0,016878	0,70
67	0,01688	2,03	0,016764	0,70
68	0,01676	2,05	0,016649	0,69
69	0,01665	2,06	0,016534	0,69
70	0,01653	2,08	0,016418	0,68
71	0,01642	2,09	0,016303	0,68
72	0,01630	2,11	0,016187	0,67
73	0,01619	2,12	0,016071	0,67
74	0,01607	2,14	0,015954	0,66
75	0,01595	2,15	0,015838	0,66
76	0,01584	2,17	0,015721	0,66
77	0,01572	2,18	0,015604	0,65
78	0,01560	2,20	0,015486	0,65
79	0,01549	2,22	0,015368	0,64
80	0,01537	2,23	0,015250	0,64

Continuación Tabla L.1: Determinación del número de lotes y tiempo de operación del reactor enzimático

N° lote	E_{inicial} [mmol/h·g _c]	t lote [h]	E_{final} [mmol/h·g _c]	$E_{\text{final}}/E_{\text{inicial}}$
81	0,01525	2,25	0,015132	0,63
82	0,01513	2,27	0,015013	0,63
83	0,01501	2,29	0,014893	0,62
84	0,01489	2,30	0,014774	0,62
85	0,01477	2,32	0,014655	0,61
86	0,01465	2,34	0,014535	0,61
87	0,01453	2,36	0,014414	0,60
88	0,01441	2,38	0,014293	0,60
89	0,01429	2,40	0,014172	0,59
90	0,01417	2,42	0,014051	0,59
91	0,01405	2,44	0,013929	0,58
92	0,01393	2,46	0,013807	0,58
93	0,01381	2,49	0,013684	0,57
94	0,01368	2,51	0,013561	0,57
95	0,01356	2,53	0,013437	0,56
96	0,01344	2,55	0,013313	0,55
97	0,01331	2,58	0,013189	0,55
98	0,01319	2,60	0,013064	0,54
99	0,01306	2,63	0,012938	0,54
100	0,01294	2,65	0,012813	0,53
101	0,01281	2,68	0,012686	0,53
102	0,01269	2,71	0,012559	0,52
103	0,01256	2,73	0,012432	0,52
104	0,01243	2,76	0,012305	0,51
105	0,01230	2,79	0,012176	0,51
106	0,01218	2,82	0,012048	0,50
107	0,01205	2,85	0,011918	0,50
108	0,01192	2,88	0,011788	0,49
109	0,01179	2,91	0,011658	0,49
110	0,01166	2,94	0,011527	0,48
111	0,01153	2,98	0,011396	0,47
112	0,01140	3,01	0,011263	0,47
113	0,01126	3,05	0,011130	0,46
114	0,01113	3,08	0,010997	0,46
115	0,01100	3,12	0,010863	0,45
116	0,01086	3,16	0,010728	0,45
117	0,01073	3,20	0,010593	0,44
118	0,01059	3,24	0,010457	0,44
119	0,01046	3,28	0,010320	0,43
120	0,01032	3,33	0,010182	0,42

APÉNDICE M

FACTORES UTILIZADOS PARA EL DISEÑO DE BOMBAS

M.1 TUBERÍAS DE ACERO IPS

Tabla M.1: Propiedades de las tuberías de acero IPS

Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lineal, pie ² /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/8	0,405	40*	0,269	0,058	0,106	0,070	0,25
		80†	0,215	0,036		0,056	0,32
¼	0,54	40*	0,364	0,104	0,141	0,095	0,43
		80†	0,302	0,072		0,079	0,54
3/8	0,675	40*	0,493	0,192	0,177	0,129	0,57
		80†	0,423	0,141		0,111	0,74
½	0,84	40*	0,622	0,304	0,220	0,163	0,85
		80†	0,546	0,235		0,143	1,09
¾	1,05	40*	0,824	0,534	0,275	0,216	1,13
		80†	0,742	0,432		0,194	1,48
1	1,32	40*	1,049	0,864	0,344	0,274	1,68
		80†	0,957	0,718		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		0,335	3,00
1 1/2	1,90	40*	1,610	2,04	0,498	0,422	2,72
		80†	1,500	1,76		0,393	3,64
2	2,38	40*	2,067	3,35	0,622	0,542	3,66
		80†	1,939	2,95		0,508	5,03
2 ½	2,38	40*	2,469	4,79	0,753	0,647	5,80
		80†	2,323	4,23		0,609	7,67
3	3,50	40*	3,068	7,38	0,917	0,804	7,58
		80†	2,900	6,61		0,760	10,30
4	4,50	40*	4,026	12,7	1,178	1,055	10,8
		80†	3,826	11,5		1,002	15,0

*Comúnmente conocido como estándar.

† Comúnmente conocido como extragrueso.

M.2 GRÁFICA DE MOODY

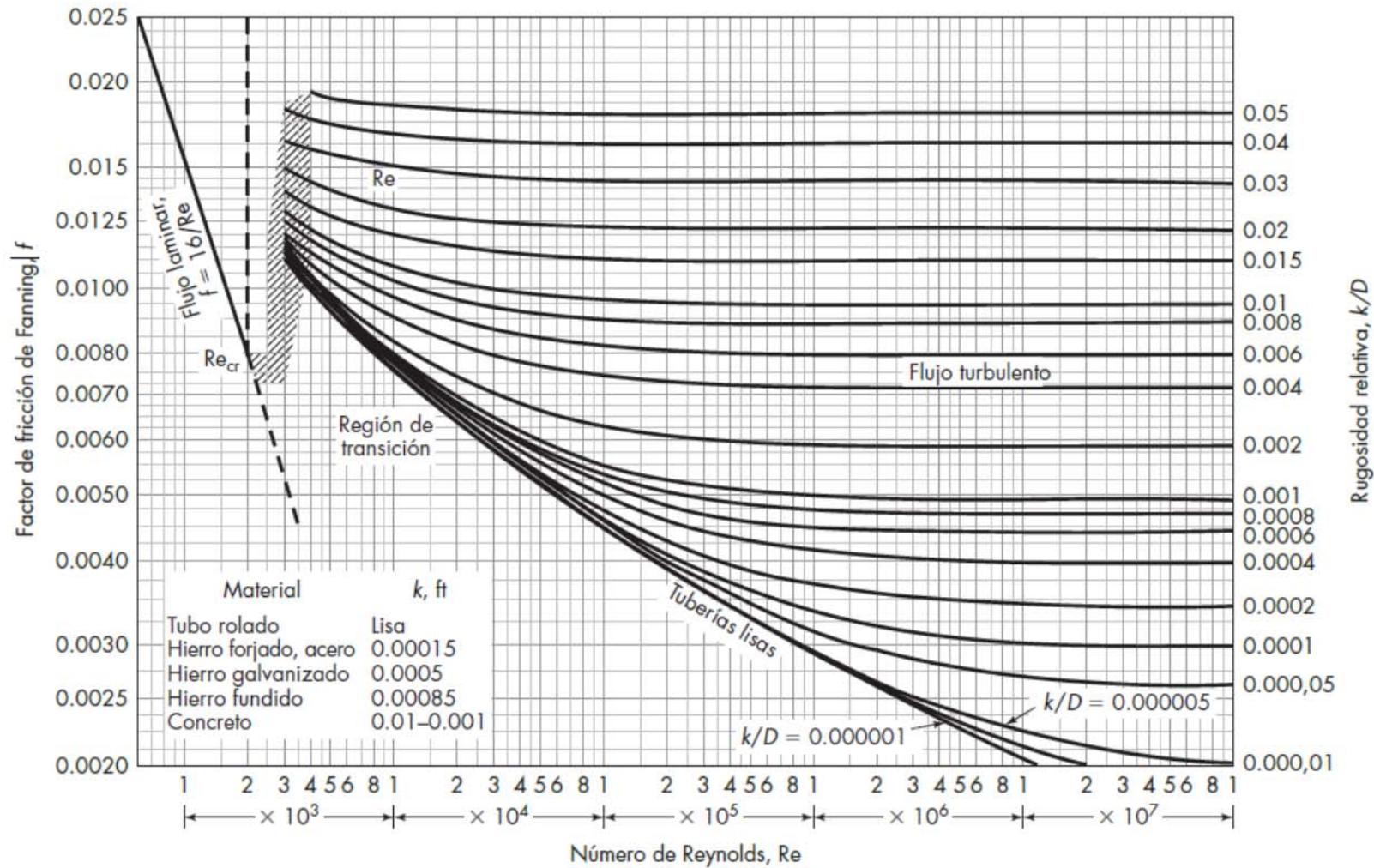
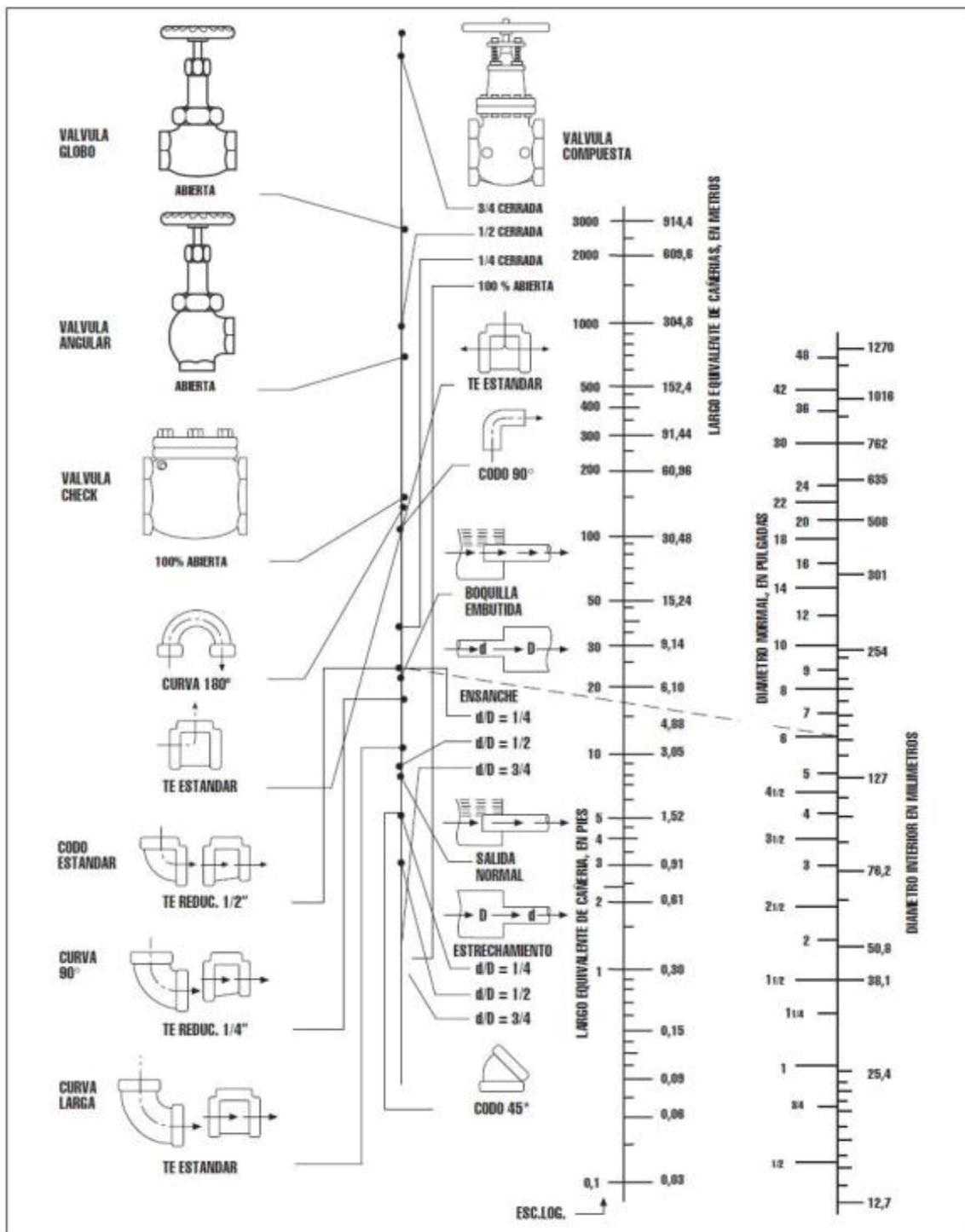


Figura M.2: Gráfica de Moody

M.3 PÉRDIDAS POR FRICCIÓN EN VÁLVULAS Y ACCESORIOS



APÉNDICE N

COSTOS Y FLUJOS DE CAJA

Tabla N.1: Corrección de costos de los equipos según tiempo y tamaño

Equipos	Costo FOB pasado [US\$/equipo]	Año	T1	N°	T2	α	CEPCI pasado	Costo FOB [US\$/equipo] 2015	Costo FOB [US] 2015
Contenedor refrigerado	5395,89	2015	20	1	20	1	609,1	5395,89	5395,89
Secador Tambor rotatorio	19670	2015	1	1	1	0,6	609,1	19670,00	19670,00
Separador neumático SN-1	3975,7	2015	1	1	1	0,6	609,1	3975,70	3975,70
Molino de discos M-1	37370	2012	1	1	1	0,6	584,6	38936,14	38936,14
Tanque de extracción (Acero) TE-1	35971	2010	3,5	1	3,3	0,7	550,8	38173,26	38173,26
Intercambiador de calor placas IC-1	30000	2007	16,43	1	57,75	0,6	525,4	73938,13	73938,13
Filtro tambor rotatorio F-1	252500	2015	32	1	9,3	0,6	609,1	120298,76	120298,76
Reactores enzimáticos R-1 R-2	55340	2010	2,14	2	1,86	0,56	550,8	56575,62	113151,25
Columna de destilación D-1	181439,13	2006	1	1	1	0,6	499,6	221206,11	221206,11
Secador de bandejas SB-1	6500	2015	2500	1	1800	0,6	605	5373,36	5373,36
Prensa de tornillo PT-1 PT-2	8400	2015	1	2	1	0,6	605	8456,93	16913,85
Estanque E-1 E-3 E-4	150	2015	1000	3	1670	0,57	576,1	212,44	637,31
Estanque E-2	150	2015	1000	1	1430	0,57	576,1	194,46	194,46
Estanque E-5	150	2015	1000	1	2540	0,57	576,1	269,80	269,80
Bombas	256	2010	1	10	1	0,76	550,8	283,10	2830,97
Transportadores	2000	2015	1	4	1	0,6	609,1	2000,00	8000,00
Envasadora E-1	8000	2015	50	1	12	0,6	609,1	3397,95	3397,95

Tabla N.2: Flujo de caja del proyecto en un periodo de 10 años

Flujo de Caja [US\$]	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos		388993	388993	388993	388993	388993	388993	388993	388993	388993	388993
Materia Prima		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suministros Básicos		-11042	-11042	-11042	-11042	-11042	-11042	-11042	-11042	-11042	-11042
Mano de Obra		-13648	-13648	-13648	-13648	-13648	-13648	-13648	-13648	-13648	-13648
Mantenimiento y Reparación		-4239	-4239	-4239	-4239	-4239	-4239	-4239	-4239	-4239	-4239
Insumos		-38077	-38077	-38077	-38077	-38077	-38077	-38077	-38077	-38077	-38077
Catalizador		-32840	-32840	-32840	-32840	-32840	-32840	-32840	-32840	-32840	-32840
Cargos Fijos		-19034	-19034	-19034	-19034	-19034	-19034	-19034	-19034	-19034	-19034
Gastos Generales		-1330	-1330	-1330	-1330	-1330	-1330	-1330	-1330	-1330	-1330
Depreciación Equipos		-30956	-30956	-30956	-30956	-30956	-30956	-30956	-30956	-30956	-30956
Depreciación Edificación		-2129	-2129	-2129	-2129	-2129	-2129	-2129	-2129	-2129	-2129
Depreciación Sistema Eléctrico		-4482	-4482	-4482	-4482	-4482	-4482	-4482	-4482	-4482	-4482
Depreciación Cañerías		-13896	-13896	-13896	-13896	-13896	-13896	-13896	-13896	-13896	-13896
Valor Libro		0	0	0	0	0	0	0	0	0	-362799
Utilidad Bruta		217321	217321	217321	217321	217321	217321	217321	217321	217321	-145479
Impuesto (20% - 25%)		43464	43464	54330	54330	54330	54330	54330	54330	54330	0
Utilidad después de impuesto		260785	260785	271651	271651	271651	271651	271651	271651	271651	-145479
Depreciación total		51463	51463	51463	51463	51463	51463	51463	51463	51463	51463
Valor Libro		0	0	0	0	0	0	0	0	0	362799
Inversión terreno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos directos	-1673638	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos indirectos	-229715	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Capital de Trabajo	-190335	0	0	0	0	0	0	0	0	0	190335
Valor de desecho	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	362799
Flujo de caja libre	-2093688	790354	790354	812086	530961						

REFERENCIAS APÉNDICES

- Choi, Y. & Okos, M. R. (1986). Effects of temperature and composition on the thermal properties of food. In M. Le Maguer & P. Jelen (eds.), *Food Engineering and Process Applications* (pp. 93–101). London: Elsevier Applied Science Publishers.
- Felder, R. M. & Rousseau, R. W. (2004). Apéndice B: Tablas de propiedades físicas. B.6: Tablas de vapor saturado: tabla de presiones. En R. M. Felder & R. W. Rousseau (eds.), *Principios elementales de los procesos químicos* (pp. 648-653). México D.F: Limusa Wiley.
- Riddick, J., Bunger, W., & Sakano, T. (1986). *Organic solvents: physical properties and methods of purification*. New York: John Wiley.
- Singh, P. & Heldman, D. (2014b). Fluis Flow in Food Processing. In P. Singh & D. Heldman (eds.), *Introduction to Food Engineering* (pp. 65 - 184). Amsterdam: Elsevier.
- Towler, G. & Sinnott, R. (2008). Heat transfer equipment. En G. Towler, & R. Sinnott (eds.), *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design*. (pp. 793 - 957). Burlington: Butterworth-Heinemann.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007a). Agitación y mezcla de líquidos. En. W. McCabe, J. Smith y P. Harriott (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 259 - 310). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Singh, P. & Heldman, D. (2014a). Appendices. In P. Singh & D. Heldman (eds.), *Introduction to Food Engineering* (pp. 793 - 849). Amsterdam: Elsevier.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007b). Apéndice 6. En. W. McCabe, J. Smith y P. Harriott (eds.), *Operaciones unitarias en ingeniería química* (pp. 1147). Ciudad de México: McGraw-Hill.
- Comisión Nacional de energía eléctrica (2010, 1 marzo). Curso promotores de ahorro y eficiencia de energía eléctrica. Extraído el 20 de diciembre de 2015 desde [http://www.cnee.gob.gt/EficienciaEnergetica/FIDE/004%20M%C3%B3dulo%20IV%20\(AEE%20Motores%20de%20Inducci%C3%B3n\).pdf](http://www.cnee.gob.gt/EficienciaEnergetica/FIDE/004%20M%C3%B3dulo%20IV%20(AEE%20Motores%20de%20Inducci%C3%B3n).pdf)