



PONTIFICIA  
UNIVERSIDAD  
CATÓLICA DE  
VALPARAÍSO



ESCUELA DE  
**INGENIERÍA  
BIOQUÍMICA**

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

EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE  
PRODUCCIÓN DE COLORANTES NATURALES PARA USO  
ALIMENTARIO A PARTIR DE CUESCO DE PALTA Y CÁSCARA DE  
CEBOLLA

Alumnos:

Claudia Mallía Valdebenito

Mario Peralta Valdivia

Profesores Guías:

Paola Poirrier González

Andrea Ruiz O'Reilly

2017

Dedico este trabajo a mi mamá y papá que siempre estuvieron presentes apoyándome en cada paso que di, en las buenas y en las malas, por confiar en mis capacidades y por los largos años de grandes esfuerzos económicos para poder ser una profesional.

A mi hermano por quererme tanto, por darme dinero para disfrutar la vida universitaria, por confiar en mí, por hacerme reír con cada tontera, por ayudarme y motivarme con los estudios.

A Francisco por su gran apoyo durante estos años, siempre dándome ánimo y siempre creyendo en mí, por soportarme y sacarme siempre una sonrisa hasta en los peores momentos.

A mis amigos de la universidad, que ayudaron a que el paso por la EIB fuera una linda experiencia.

Claudia.

## RESUMEN

Los colorantes son sustancias de origen natural o artificial que se usan para aumentar el color de los alimentos y sustancias ya sea por la pérdida de color durante el proceso industrial o para hacerlo más agradable y apetecible al consumidor. Sin embargo, los colorantes artificiales han sido cuestionados por sus efectos secundarios que presentan en la salud de las personas, provocando un mayor interés por los colorantes de origen natural.

Analizando el mercado nacional de los colorantes, se determinó reemplazar los colorantes artificiales que mayor uso tienen en la industria de los alimentos, es decir, tartrazina, amarillo crepúsculo, caramelo y rojo allura, mediante el uso de materias primas provenientes de los residuos de las industrias de la palta (cuesco) y de cebolla (cáscara), obteniéndose colorantes con tonos naranja, rojo púrpura, marrón y amarillo.

El proceso de obtención de colorante natural propuesto a partir de las materias primas mencionadas anteriormente contempla la evaluación de extracción con solvente a diferentes tiempos de extracción, tiempos de oxidación, razón sólido-solvente, solvente y temperatura.

Con la recopilación de datos, se realizó una proyección para el año 2026 y se estimó una generación total de residuos de 3.173,5 [ton/año], obteniéndose 1.755,8 [kg/d] de colorante en polvo con un precio estimado de venta en 16 [USD/kg en polvo] a partir de cuesco de palta y 10 [USD/kg en polvo] a partir de cáscara de cebolla. La planta estará ubicada en Camino Internacional en Viña del Mar en un terreno de 9.200 [m<sup>2</sup>].

El estudio económico arrojó que para una TRMA (tasa de retorno mínima aceptada) del 10%, se obtiene un VAN (valor actual neto) de 1.658.221 [USD] y un TIR (la tasa interna de retorno) de 13% con lo cual el proyecto resulta ser rentable.

El análisis de sensibilidad mostró que para el precio de venta actual de 16 [USD/kg en polvo] a partir de cuesco de palta, la TIR disminuye a medida que se incrementa el precio de compra del cuesco y etanol, sin embargo con precios bastante altos siguen siendo costos que mantienen rentable el proyecto.

A mi familia por su apoyo y amor incondicional, por sus retos cuando era necesario y por todas las lucas que me mandaron para “sacar fotocopias”.

A todos mis amigos por ser mi otra familia y brindarme su compañía y apoyo cuando lo necesitaba, por hacer de esta vida universitaria una experiencia inolvidable.

Gracias a todos por estar ahí para mí.

Mario.

## ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL .....	I
ÍNDICE DE TABLAS .....	VII
ÍNDICE DE FIGURAS .....	XIII
CAPÍTULO 1 .....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 SITUACIÓN ACTUAL .....	3
1.2 COLORANTES PERMITIDOS EN CHILE Y EL MUNDO .....	4
1.3 OBJETIVOS .....	7
1.3.1 Objetivo General .....	7
1.3.2 Objetivos Específicos .....	7
REFERENCIAS .....	8
CAPÍTULO 2 .....	11
ESTUDIO DE MERCADO, UBICACIÓN Y CAPACIDAD DE LA PLANTA .....	11
2.1 MERCADO MUNDIAL DE COLORANTES .....	11
2.2 MERCADO MUNDIAL DE COLORANTES NATURALES .....	12
2.3 MERCADO NACIONAL DE COLORANTES NATURALES .....	13
2.4 MERCADO NACIONAL DE COLORANTES .....	16
2.5 MERCADO DEL PROVEEDOR DE MATERIAS PRIMAS .....	19
2.5.1 Cuesco de Palta .....	19
2.5.2 Cáscara de Cebolla .....	21
2.6 UBICACIÓN DE LA PLANTA .....	24
2.6.1 Factores de selección .....	24
2.6.2 Determinación de la ubicación de la planta .....	24
2.7 CAPACIDAD DE LA PLANTA .....	27
REFERENCIAS .....	28
CAPÍTULO 3 .....	30
SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESOS .....	30
3.1 PRODUCCIÓN DE COLORANTE EN POLVO A PARTIR DE CUESCO DE PALTA .....	30
3.1.1 Recepción y selección de la materia prima .....	31

3.1.2 Lavado del cuesco .....	31
3.1.3 Almacenamiento materia prima.....	32
3.1.4 Molienda .....	32
3.1.5 Oxidación.....	33
3.1.6 Extracción .....	34
3.1.7 Separación.....	36
3.1.8 Almacenamiento extracto.....	38
3.1.9 Recuperación del solvente.....	38
3.1.10 Almacenamiento del solvente .....	39
3.1.11 Concentrado .....	39
3.1.12 Secado .....	41
3.1.13 Envasado y almacenamiento .....	42
3.2 PRODUCCIÓN DE COLORANTE EN POLVO A PARTIR DE CÁSCARA DE CEBOLLA .....	44
3.2.1 Recepción y selección de la materia prima.....	44
3.2.2 Lavado de la cáscara .....	45
3.2.3 Almacenamiento materia prima .....	45
3.2.4 Molienda.....	45
3.2.5 Extracción .....	46
3.2.6 Separación.....	46
3.2.7 Almacenamiento extracto .....	47
3.2.8 Recuperación del solvente .....	47
3.2.9 Almacenamiento del solvente.....	47
3.2.10 Concentrado.....	48
3.2.11 Secado.....	48
3.2.12 Envasado y almacenamiento.....	48
REFERENCIAS .....	50
CAPÍTULO 4.....	52
DETERMINACIÓN DE CONDICIONES PARA LA EXTRACCIÓN DE PIGMENTOS .....	52
4.1 ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS .....	52
4.2 MATERIALES Y MÉTODOS .....	52
4.2.1 Efecto del tiempo de oxidación sobre la extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta.....	53

4.2.2 Efecto del tipo de solvente sobre la extracción de pigmentos .....	53
4.2.3 Efecto de la razón sólido/solvente sobre la extracción de pigmentos .....	54
4.2.4 Efecto de la temperatura sobre extracción de pigmentos .....	54
4.2.5 Efecto del tiempo de extracción sobre la extracción de pigmentos .....	54
4.3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	55
4.3.1 Longitud de onda para medición de absorbancia y curva patrón.....	55
4.3.2 Efecto del tiempo de oxidación sobre la extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta.....	56
4.3.3 Efecto del tipo de solvente sobre la extracción de pigmentos .....	57
4.3.4 Efecto de la razón sólido/solvente sobre la extracción de pigmentos .....	58
4.3.5 Efecto de la temperatura sobre extracción de pigmentos .....	59
4.3.6 Efecto del tiempo de extracción sobre la extracción de pigmentos .....	60
4.3.7 Determinación agua de lavado necesaria. ....	61
4.3.8 Determinación de las mejores condiciones de extracción .....	61
4.3.9 Determinación del número lotes óptimos de extracción .....	62
4.3.10 Determinación de la densidad del extracto.....	62
4.4 CONCLUSIÓN .....	63
REFERENCIAS .....	64
CAPÍTULO 5.....	66
BALANCES DE MASA Y ENERGÍA .....	66
5.1 BALANCE DE MASA CUESCO DE PALTA .....	66
5.1.1 Lavado del cuesco de palta .....	66
5.1.2 Molienda .....	68
5.1.3 Oxidación.....	68
5.1.4 Primera extracción .....	69
5.1.5 Primera separación .....	71
5.1.6 Segunda extracción .....	73
5.1.7 Segunda separación .....	75
5.1.8 Destilación .....	77
5.1.9 Tanque de almacenamiento de solvente.....	79
5.1.10 Concentrado .....	80
5.1.11 Secado .....	81
5.2 BALANCE DE MASA CÁSCARA DE CEBOLLA .....	83

5.2.1 Lavado de la cáscara de cebolla .....	83
5.2.2 Molienda .....	84
5.2.3 Primera extracción .....	85
5.2.4 Primera separación .....	87
5.2.5 Segunda extracción .....	89
5.2.6 Segunda separación .....	91
5.2.7 Destilación .....	93
5.2.8 Tanque de almacenamiento de solvente.....	95
5.2.9 Concentrado .....	96
5.2.10 Secado .....	97
5.3 BALANCE DE ENERGIA PARA PRODUCCIÓN DE EXTRACTO DE CUESCO DE PALTA.....	99
5.3.1 Extracción.....	99
5.3.2 Destilación .....	101
5.3.3 Condensador .....	101
5.3.4 Concentrado .....	103
5.3.5 Secado .....	108
5.4 BALANCE DE ENERGIA PARA PRODUCCIÓN DE EXTRACTO DE CÁSCARA DE CEBOLLA .....	111
5.4.1 Extracción.....	111
5.4.2 Destilación .....	112
5.4.3 Condensador .....	113
5.4.4 Concentrado .....	114
5.4.5 Secado .....	117
REFERENCIAS .....	120
CAPÍTULO 6.....	121
DISEÑO, ESTIMACIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS .....	121
6.1 EQUIPO DE LAVADO PARA CUESCO DE PALTA Y CÁSCARA DE CEBOLLA (L.1) .....	121
6.2 TANQUE ALMACENAMIENTO AGUA (T.3).....	121
6.3 Molino (M.1) .....	123
6.4 Tanque agitado (E.1).....	123
6.5 FILTRO PLACAS Y MARCOS (F.1) .....	126

6.6 DESTILADOR (D.1).....	126
6.6.1 Intercambiador de calor (IC.1).....	127
6.6.2 Columna de destilación.....	133
6.6.3 Condensador (CON.1).....	134
6.7 EVAPORADOR (EV.1p).....	142
6.8 SECADOR (S.1).....	142
6.9 BOMBA (B.1) .....	142
6.10 CALDERA (CAL.1).....	145
6.11 MOLINO (M.2).....	146
6.12 FILTRO PLACAS Y MARCOS (F.2) .....	146
6.13 CINTAS TRANSPORTADORAS (C.1) .....	146
6.14 EVAPORADOR (EV.1c) .....	148
6.15 SECADOR (S.2).....	148
6.16 MÁQUINA ENVASADORA (ET.1) .....	148
6.17 MÁQUINA ENVASADORA (ET.2).....	148
REFERENCIAS .....	149
CAPÍTULO 7.....	150
ORGANIZACIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA.....	150
7.1 ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA.....	150
7.1.1 Departamento de producción .....	150
7.1.2 Departamento de seguridad.....	150
7.1.3 Departamento de calidad .....	150
7.1.4 Departamento de finanzas .....	151
7.1.5 Departamento de ingeniería.....	151
7.1.6 Departamento de recursos humanos .....	151
7.1.7 Empresas contratistas.....	152
7.2 PROGRAMACIÓN DE OPERACIONES Y EQUIPOS .....	152
7.2.1 Programación de operaciones para residuo de cuesco de palta. ....	152
7.2.1 Programación de operaciones a partir de cáscara de cebolla .....	153
7.3 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PERSONAL Y OPERARIOS. ....	154
7.4 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.....	157
REFERENCIAS .....	159

CAPÍTULO 8.....	160
EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	160
8.1 COSTOS DE CAPITAL (CC).....	160
8.1.1 Costos de capital fijo directo (CFD).....	160
8.1.2 Costos de capital fijo indirecto (CFI).....	167
8.1.3 Costos de capital de trabajo (CT).....	167
8.2 COSTOS DE OPERACIÓN.....	168
8.2.1 Materia prima.....	168
8.2.2 Mano de obra.....	169
8.2.3 Suministros básicos.....	169
8.2.4 Mantenimiento y reparaciones.....	172
8.2.5 Insumos.....	173
8.2.6 Suministros de funcionamiento.....	173
8.2.7 Control de calidad.....	173
8.2.8 Seguros.....	174
8.2.9 Gastos generales.....	174
8.3 INGRESOS.....	174
8.4 RENTABILIDAD DEL PROYECTO.....	175
8.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	176
8.5.1 Análisis de sensibilidad del precio de cuesco de palta, para colorante a partir de cuesco de palta.....	177
8.5.2 Análisis de sensibilidad del precio y cantidad a utilizar de etanol para colorante a partir de cuesco de palta.....	179
REFERENCIAS.....	182
CAPÍTULO 9.....	183
DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES.....	183
9.1 CONCLUSIONES.....	183
9.2 DISCUSIÓN.....	184
9.3 RECOMENDACIONES.....	185
NOMENCLATURA.....	186
ANEXOS.....	189

ANEXO A.....	189
DETERMINACIÓN TIEMPO ÓPTIMO DE OXIDACIÓN.....	189
ANEXO B.....	191
DETERMINACIÓN DEL SOLVENTE, RAZÓN A UTILIZAR Y ANÁLISIS ANOVA PARA TOMA DE DECISIONES. ....	191
ANEXO C .....	199
DETERMINACIÓN DE TEMPERATURA ÓPTIMA Y ANÁLISIS ANOVA PARA TOMA DE DECISIONES.....	199
ANEXO D .....	205
DETERMINACIÓN DEL TIEMPO DE EXTRACCIÓN ÓPTIMO .....	205
ANEXO E.....	206
DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE LOTES ÓPTIMOS.....	206
ANEXO F.....	210
DETERMINACIÓN DE FLUJOS MÁSCOS Y TEMPERATURA DE OPERACIÓN DE DESTILACIÓN.....	210
ANEXO G .....	213
DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO PARA CONDENSACIÓN DEL SOLVENTE. ....	213
ANEXO H .....	214
PARAMETROS DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES Y CONDENSADORES. ....	214
ANEXO I.....	218
PARAMETROS DE DETERMINACIÓN PARA POTENCIA BOMBA.....	218
ANEXO J.....	219
PROGRAMACIÓN DE LA PLANTA .....	219

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1: Características químicas de los colorantes naturales.....	2
Tabla 1.2: Valores de Ingesta Diaria Admisible (IDA) de colorantes sintéticos establecidos por FAO/OMS en 1970. ....	5
Tabla 1.3: Uso permitido de sustancias colorantes en Chile. ....	6
Tabla 2.1: Colorantes que más se utilizan en productos de la industria alimenticia chilena. ....	17

Tabla 2.2: Colorantes que menos se utilizan en productos de la industria alimenticia chilena. ....	18
Tabla 2.3: Método de los coeficientes ponderados para determinación de ubicación de la planta.....	26
Tabla 4.1: Parámetros óptimos para extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta y cáscara de cebolla.....	61
Tabla 5.1: Balance de masa global en operación de lavado del cuesco de palta. ....	67
Tabla 5.2: Balance de masa global en molienda del cuesco de palta. ....	68
Tabla 5.3: Balance de masa global en oxidación del cuesco de palta.....	69
Tabla 5.4: Balance de masa global y por componente en primera extracción del cuesco de palta.....	71
Tabla 5.5: Balance de masa global y por componente en primera separación del cuesco de palta.....	73
Tabla 5.6: Balance de masa global y por componente en segunda extracción del cuesco de palta.....	75
Tabla 5.7: Balance de masa global y por componente en segunda separación del cuesco de palta.....	77
Tabla 5.8: Balance de masa global y por componente en destilación del cuesco de palta. ....	79
Tabla 5.9: Balance de masa global tanque de almacenamiento de solvente del cuesco de palta.....	80
Tabla 5.10: Balance de masa global y por componente en concentrado del cuesco de palta.....	81
Tabla 5.11: Balance de masa global y por componente en secado del cuesco de palta. ....	83
Tabla 5.12: Balance de masa global en operación de lavado de la cáscara de la cebolla. ....	84
Tabla 5.13: Balance de masa global en molienda de la cáscara de cebolla.....	85
Tabla 5.14: Balance de masa global y por componente en primera extracción de la cáscara de cebolla.....	86
Tabla 5.15: Balance de masa global y por componente en primera separación de la cáscara de cebolla.....	89
Tabla 5.16: Balance de masa global y por componente en segunda extracción de la cáscara de cebolla.....	91

Tabla 5.17: Balance de masa global y por componente en segunda separación de la cáscara de cebolla.....	93
Tabla 5.18: Balance de masa global y por componente en destilación de la cáscara de cebolla. ....	95
Tabla 5.19: Balance de masa global tanque de almacenamiento de solvente de la cáscara de cebolla. ....	96
Tabla 5.20: Balance de masa global y por componente en concentrado de la cáscara de cebolla. ....	97
Tabla 5.21: Balance de masa global y por componente en secado de la cáscara de cebolla. ....	99
Tabla 5.22: Resultado de la determinación de temperatura del solvente para la extracción para extracto de cuesco de palta. ....	99
Tabla 5.23: Resultado balance de energía para el intercambiador de calor de la destilación para extracto de cuesco de palta. ....	101
Tabla 5.24: Resultado balance de energía para evaporación doble efecto para extracto de cuesco de palta.....	107
Tabla 5.25.: Resultado balance de energía para evaporación triple efecto para extracto de cuesco de palta.....	108
Tabla 5.26: Resultado del balance de masa y energía para el secador spray para extracto de cuesco de palta.....	110
Tabla 5.27: Resultado de la determinación de temperatura del solvente para extracto de cáscara de cebolla.....	111
Tabla 5.28: Resultado determinación calor necesario para el aumento de temperatura del solvente, previo a la extracción para extracto de cáscara de cebolla. ....	112
Tabla 5.29: Resultado balance de energía el intercambiador de calor de la destilación para extracto de cáscara de cebolla. ....	113
Tabla 5.30: Resultado balance de energía para evaporación doble efecto para extracto de cáscara de cebolla.....	116
Tabla 5.31: Resultado balance de energía para evaporación triple efecto para extracto de cáscara de cebolla. ....	117
Tabla 5.32: Resultado del balance de masa y energía para el secador spray para extracto de cáscara de cebolla.....	118
Tabla 5.33: Requerimientos energéticos necesarios para extracto de cuesco de palta..	119

Tabla 5.34: Requerimientos energéticos necesarios para extracto de cáscara de cebolla .....	119
Tabla 6.1: Resumen dimensiones de tanques para cuesco de palta y cáscara de cebolla. ....	123
Tabla 6.2: Resumen dimensiones de tanques agitados para cuesco de palta y cáscara de cebolla. ....	125
Tabla 6.3: Propiedades físicas para extracto de cuesco de palta.....	127
Tabla 6.4: Características de las placas Alfa Laval a utilizar en intercambiador de placas (Véase anexo H, figura H.2).....	129
Tabla 6.5: Resultados parámetros de diseño para la columna de separación.....	133
Tabla 6.6: Características de los tubos para el condensador. ....	136
Tabla 6.7: Propiedades físicas del agua de enfriamiento. ....	139
Tabla 6.8: Parámetros de diseño para el condensador. ....	141
Tabla 6.9: Resumen potencia bomba requeridas para cuesco de palta y cáscara de cebolla.....	144
Tabla 6.10: Consumo de vapor de cada equipo.....	145
Tabla 7.1 Programación de operaciones para residuo de cuesco de palta. ....	152
Tabla 7.2: Programación funcionamiento de los equipos para producción de colorante a partir de residuo de cuesco de palta. ....	153
Tabla 7.3 Programación de operaciones a partir de residuo de cáscara de cebolla.....	154
Tabla 7.4: Programación funcionamiento de los equipos a partir de cáscara de cebolla.	154
Tabla 7.5: Número de personal requerido en cada departamento.....	155
Tabla 7.6: Número de operarios requeridos en cada una de las etapas del proceso. ....	157
Tabla 8.1: Resultado del balance de energía para el evaporador de extracto de cuesco de palta.....	162
Tabla 8.2: Parámetros a utilizar para la determinación del costo de inversión de evaporadores.....	163
Tabla 8.3: Resultado evaluación económica para evaporador a usar con extracto de cuesco de palta.....	163
Tabla 8.4: Resultado del balance de energía del evaporador de extracto de cáscara de cebolla .....	164
Tabla 8.5: Resultado evaluación para evaporador a usar con extracto de cáscara de cebolla. ....	164

Tabla 8.6: Parámetros a utilizar para la determinación del costo de inversión de la cinta transportadora. ....	165
Tabla 8.7: Costos de los equipos seleccionados.....	166
Tabla 8.8: Resultado de los Costos de capital fijo directo. ....	167
Tabla 8.9: Resultado de los Costos de capital fijo indirecto.....	167
Tabla 8.10: Resultado de los costos de capital. ....	168
Tabla 8.11: Costo anual de operación para materias primas. ....	168
Tabla 8.12: Costo anual mano de obra. ....	169
Tabla 8.13: Detalle del gasto y costo energético para el proceso productivo. ....	170
Tabla 8.14: Requerimientos y costos anuales de agua en el proceso productivo.....	171
Tabla 8.15: Resultado de los costos de operación.....	174
Tabla 8.16: Tabla de las cinco columnas para determinación de la rentabilidad. ....	176
Tabla A.1: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cuesco de palta a distintos tiempos de oxidación. ....	189
Tabla A.2: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cuesco de palta a distintos tiempos de oxidación.....	190
Tabla B.1: Resultados de absorbancia del extracto de cuesco de palta con distintos solventes y razones. ....	191
Tabla B.2: Resultados de sólidos totales obtenidos para el cuesco de la palta con distintos solventes y razón sólido/solvente.....	192
Tabla B.3: Resultados de absorbancia del extracto de cáscara de cebolla con distintos solventes y razones. ....	192
Tabla B.4: Resultados de sólidos totales obtenidos para cáscara de cebolla con distintos solventes y razón sólido/solvente.....	193
Tabla B.5: Detalle de la configuración de la Tabla de análisis para toma de decisiones mediante ANOVA .....	194
Tabla B.6: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla B.1. ....	195
Tabla B.7: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla B.6 .....	195
Tabla B.8: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla B.2. ....	196
Tabla B.9: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla B.8. ....	196

Tabla B.10: Resultados de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla B.3. ....	197
Tabla B.11: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla B.10. ....	197
Tabla B.12: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los Resultados de la Tabla B.4. ....	198
Tabla B.13: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla B.12. ....	198
Tabla C.1: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cuesco de palta a distintas temperaturas. ....	199
Tabla C.2: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cuesco de palta a distintas temperaturas. ....	199
Tabla C.3: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cáscara de cebolla a distintas temperaturas. ....	200
Tabla C.4: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cáscara de cebolla a distintas temperaturas. ....	200
Tabla C.5: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla C.1. ....	201
Tabla C.6.: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla C.5. ....	201
Tabla C.7: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla C.2. ....	202
Tabla C.8: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla C.7. ....	202
Tabla C.9: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla C.3. ....	203
Tabla C.10: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla C.9. ....	203
Tabla C.11: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla C.4. ....	204
Tabla C.12: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla C.11. ....	204
Tabla D.1: Resultados tiempo de extracción para extracto de cuesco de palta. ....	205
Tabla D.2: Resultados tiempo de extracción para extracto de cáscara de cebolla. ....	205

Tabla E.1: Resultados de sólidos extraídos totales del extracto de cuesco de palta, según lote de extracción.....	206
Tabla E.2: Resultado de la absorbancia del extracto de cuesco de palta según número de lotes. ....	207
Tabla E.3: Resultados de sólidos extraídos totales del extracto de la cascara de cebolla, según lote de extracción. ....	207
Tabla E.4: Resultado de la absorbancia del extracto de la cascara de cebolla según número de lotes.....	208
Tabla F.1: Equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria etanol – agua a 1 [atm] para flujos de cuesco de palta. ....	211
Tabla F.2: Equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria etanol – agua a 1 [atm] para flujos de cáscara de cebolla.....	212
Tabla G.1: Determinación del punto de rocío para la condensación del vapor generado. ....	213
Tabla I.1: Velocidades recomendadas para tuberías.....	218

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Distribución de los países importadores de colorantes naturales a nivel mundial en el año 2002.....	12
Figura 2.2: Distribución de los países exportadores de colorantes naturales a nivel mundial en el año 2002.....	13
Figura 2.3: Porcentaje respecto al número de ventas de las exportaciones chilenas de colorantes naturales.....	14
Figura 2.4: Porcentaje respecto al número de ventas de las importaciones chilenas de colorantes naturales.....	15
Figura 2.5: Distribución de la superficie plantada de paltos en Chile.....	19
Figura 2.6: Generación histórica de cuesco de palta por Avomex, a partir de la producción de paltas de la V región. ....	21
Figura 2.7: Distribución de la superficie plantada de cebolla de guarda en Chile. ....	22
Figura 2.8: Generación histórica de cáscara de cebolla de guarda, a partir de la producción de cebolla de guarda de la V Región. ....	23
Figura 3.1: Diagrama de bloques del proceso de obtención de colorante a partir de cuesco de palta.....	30

Figura 3.2: Diagrama de Flujo del proceso de obtención de colorante a partir de cuesco de palta.....	43
Figura 3.3: Diagrama de bloques del proceso de obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla.....	44
Figura 3.4: Diagrama de Flujo del proceso de obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla. ....	49
Figura 4.1: Determinación máximo de absorbancia (a) y curva patrón (b) para extracto de cuesco de palta.....	55
Figura 4.2: Determinación máximo de absorbancia (a) y curva patrón (b) para extracto cáscara de cebolla.....	55
Figura 4.3: Efecto del tiempo de oxidación de cuesco molido de palta sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.....	56
Figura 4.4: Efecto del tipo de solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.....	57
Figura 4.5: Efecto del tipo de solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla. ....	57
Figura 4.6: Efecto de la razón sólido/solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.....	58
Figura 4.7: Efecto de la razón sólido/solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla. ....	58
Figura 4.8: Efecto de la temperatura sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.....	59
Figura 4.9: Efecto de la temperatura sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla. ....	59
Figura 4.10: Efecto del tiempo de extracción sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.....	60
Figura 4.11: Efecto del tiempo de extracción sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla. ....	60
Figura 4.12: Cantidad de sólidos solubles e intensidad de color, obtenidos por lote de extracción para extracto de cuesco de palta. ....	62
Figura 4.13: Cantidad de sólidos solubles e intensidad de color, obtenidos por lote de extracción para extracto de cáscara de cebolla. ....	62
Figura 5.1: Diagrama de bloques etapa de lavado del cuesco de palta. ....	67
Figura 5.2: Diagrama de bloques etapa de molienda del cuesco de palta.....	68

Figura 5.3: Diagrama de bloques etapa de oxidación del cuesco de palta. ....	68
Figura 5.4: Diagrama de bloques etapa de primera extracción del cuesco de palta. ....	69
Figura 5.5: Diagrama de bloques etapa de primera separación del cuesco de palta. ....	71
Figura 5.6: Diagrama de bloques etapa de segunda extracción del cuesco de palta. ....	74
Figura 5.7: Diagrama de bloques etapa de segunda separación del cuesco de palta. ....	75
Figura 5.8: Diagrama de bloques etapa de destilación del cuesco de palta. ....	77
Figura 5.9: Diagrama de bloques etapa de tanque de almacenamiento de solvente del cuesco de palta. ....	79
Figura 5.10: Diagrama de bloques etapa de concentrado del cuesco de palta. ....	80
Figura 5.11: Diagrama de bloques etapa de secado del cuesco de palta. ....	82
Figura 5.12: Diagrama de bloques etapa de lavado de la cáscara de cebolla. ....	83
Figura 5.13: Diagrama de bloques etapa de molienda de la cáscara de cebolla. ....	84
Figura 5.14: Diagrama de bloques etapa de primera extracción de la cáscara de cebolla. ....	85
Figura 5.15: Diagrama de bloques etapa de primera separación de la cáscara de cebolla. ....	87
Figura 5.16: Diagrama de bloques etapa de segunda extracción de la cáscara de cebolla. ....	89
Figura 5.17: Diagrama de bloques etapa de segunda separación de la cáscara de cebolla. ....	91
Figura 5.18: Diagrama de bloques etapa de destilación de la cáscara de cebolla. ....	93
Figura 5.19: Diagrama de bloques etapa de tanque de almacenamiento de solvente de la cáscara de cebolla. ....	95
Figura 5.20: Diagrama de bloques etapa de concentrado de la cáscara de cebolla. ....	96
Figura 5.21: Diagrama de bloques etapa de secado de la cáscara de cebolla. ....	97
Figura 6.1: Diagrama etapa de destilación flash. ....	126
Figura 7.1: Organigrama de la planta productora de colorante natural. ....	151
Figura 7.2: Layout de la planta productora de colorantes naturales. ....	158
Figura 8.1: Variación del VAN en función del costo del cuesco de palta y precio colorante en polvo a partir de cuesco de palta. ....	177
Figura 8.2: Variación del VAN en función del costo del cuesco de palta y precio colorante en polvo a partir de cuesco de palta. ....	178
Figura 8.3: Variación del VAN en función del costo de etanol para distintos precios de venta de colorante de cuesco de palta. ....	179

Figura 8.4: Variación del TIR en función del costo del colorante en polvo a partir de cuesco de palta y el costo de etanol. ....	180
Figura 8.5: Variación del VAN en función de la cantidad de etanol a usar, para distintos precios de venta de colorante de cuesco de palta. ....	181
Figura 8.6: Variación del VAN en función de la cantidad de etanol a usar, para distintos precios de venta de colorante de cáscara de cebolla. ....	181
Figura E.1: Lotes obtenidos a partir de extracto de cuesco de palta, de izquierda a derecha, primer, segundo y tercer lote. ....	209
Figura E.2: Lotes obtenidos a partir de extracto de cáscara de cebolla, de izquierda a derecha, primer, segundo y tercer lote. ....	209
Figura H.1: Valores de las resistencias por incrustación para intercambiador de placas	214
Figura H.2: Tabla para diseño de intercambiador de placas. ....	214
Figura H.3: Tabla para diseño de intercambiador de placas. ....	215
Figura H.4: Tabla para determinación del factor de corrección de $\Delta T_{ML}$ para intercambiador de placas. ....	215
Figura H.5: Coeficientes totales de transferencia de calor para diseño preliminar. ....	216
Figura H.6: Grafico para determinación del factor de corrección de $\Delta T_{ML}$ para condensador de tubos verticales. ....	216
Figura H.7: Grafico para determinación del factor $J_H$ ....	217
Figura I.1: Grafico de Moody (Kern,1986). ....	218
Figura J.1: Carta Gantt de la programación de equipos de la planta para extracto de cuesco de palta. ....	219
Figura J.2: Carta Gantt de la programación de equipos de la planta para extracto de cáscara de cebolla. ....	220

# CAPÍTULO 1

## INTRODUCCIÓN

El color aparece siempre como consecuencia de la acción conjunta de dos agrupaciones atómicas diferentes que son cromóforo y auxocromo. El cromóforo es el portador del color y consiste en un grupo funcional tal como  $-C=C-$ ,  $-N=N-$  y anillos aromáticos, que pueden actuar como colorante. Para el caso del auxocromo son grupos que por sí mismo no confieren color, pero cuando estos son donadores de electrones, intensifican la absorción de la luz y desplazan el máximo del espectro a mayores longitudes de onda (Moeller y Garzón, 2003).

Para ciertas industrias, la coloración de los productos es una característica clave, ya que contribuye claramente a la apariencia, siendo un factor importante en la selección y elección para el consumidor (MacDougall, 2002), provocando que el empleo de colorantes se deba a la necesidad de hacer llamativos muchos objetos de uso corriente, originando colores más o menos vivos, en los sectores de alimentos, bebidas, textiles, pinturas, entre otros (Guirola, 2010).

En cuanto a los alimentos, el color, es la característica sensorial que más influencia tiene sobre la aceptación por el consumidor (Campos, 2001), siendo la sensación que se percibe en un alimento y la que en muchos casos determina en un juicio sobre la calidad de un producto. El color es también un factor importante dentro del conjunto de sensaciones que aporta el alimento y tiende, en muchos casos, a modificar subjetivamente otras características que presenta el producto, tales como el sabor y el aroma (MacDougall, 2002).

Es importante mencionar que hoy en día los colorantes naturales o sintéticos se añaden a los procesos de fabricación con el objetivo de asegurar la uniformidad del color de las materias primas cosechadas en diferentes estaciones del año, restaurar la coloración original debido a factores de procesamiento en las industrias alimenticia y textil y además hacer identificable a un determinado producto (Campos, 2001).

En cuanto al área textil los colorantes son usados actualmente para impartir color a una gran variedad de materiales, definiéndose como sustancias que tienen la capacidad de impartir color a las fibras y que idealmente no se ven afectados por factores como luz, agua y jabones. Los colorantes pueden dividirse en dos grandes grupos: solubles e insolubles en agua, estos últimos conformados por más de un compuesto, de origen aromático (Singh-Rai, *et al.*, 2005).

Los colorantes se pueden clasificar en tres grupos: los naturales, refiriéndose a los sintetizados naturalmente, los idénticos a natural, que como su nombre lo dice, son moléculas sintetizadas artificialmente pero idénticas a las que están presentes en la naturaleza (también llamados semi sintéticos) y por último se encuentran los artificiales y/o sintéticos que no son encontrados en la naturaleza, sino que son obtenidos por síntesis química (Msagati, 2013).

Para el caso de los colorantes naturales, estos tienen distintos tipos de clasificaciones, una de ellas son las características químicas, estas permiten que se le otorgue algún determinado color dependiendo del tipo de compuesto que posea de acuerdo a su naturaleza química, lo cual se puede observar en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1: Características químicas de los colorantes naturales.

<b>NATURALEZA QUÍMICA</b>	<b>COMPUESTO</b>	<b>COLOR</b>
<b>Flavonoides</b>	Flavonol	Amarillo
	Flavonona	Amarillo claro
	Calcona	Rojo y Amarillo
	Antocianina	Rojo y Violeta
<b>Carotenoides</b>	Caroteno	Anaranjado
	Xentofila	Amarillo
<b>Quinona</b>	Antroquina	Rojo
	Naftoquinona	Violeta
<b>Derivados del Indigoides e índoles</b>	Indigo	Azul - Rosado
	Betalainas	Amarillo - Rojo
<b>Pirimidinas Sustituidas</b>	Pterinas	Blanco - Amarillo
	Flavinas	Amarillo
	Fenoxanizinas	Amarillo – Rojo
	Fenazinas	Amarillo - Purpura
<b>Xantonas</b>	Xantonas	Amarillo
<b>Tetrapirroloe</b>	Clorofila	Verde
	Ficobilinas	Azul - Verde

Fuente: Pérez, 2001.

## 1.1 SITUACIÓN ACTUAL

En 1856 William Henry Perkin y Mauveine, sintetizaron por primera vez colorantes sintéticos, posteriormente y gracias a esto, comenzó el advenimiento de los colorantes de alquitrán de hulla (ahora conocidos colorantes sintéticos), provocando una disminución sustancial en el uso de colorantes naturales, debido a que estos no lograban abarcar toda la creciente demanda de colorantes por el mercado consumidor (Patel, 2011).

Hoy en día, los colorantes sintéticos son utilizados en muchas industrias como un medio para incrementar el atractivo del público y también como función de las necesidades de los consumidores (Saltmarsh *et al.*, 2013), posicionándose como los más utilizados en el mercado, debido a que presentan grandes ventajas en el proceso de fabricación, ya que estos permiten mantener la coloración estable en rangos amplios de temperatura, son mucho más baratos de producir (referidos a la industria de los alimentos) y más fácil de obtener y sintetizar (Muñoz, 2003), sin embargo en el caso de los alimentos están siendo fuertemente reemplazados por los colorantes naturales debido a que se ha logrado demostrar que una gran mayoría tiene efectos secundarios sobre la salud de las personas, asociándose a alteraciones en el comportamientos de los niños, alergias e incidiendo en enfermedades como el cáncer (Rowe y Rowe, 1994). Por ejemplo en el caso del colorante aluminio (E 173) se ha comprobado que es tóxico para las células nerviosas ya que potencia el alzheimer y el metabolismo mineral, para el colorante tartrazina (E 102) se ha comprobado que es el colorante que produce más reacciones alérgicas y deja residuos de sustancias cancerígenas, en el caso del colorante azorrubina (E 122) se ha comprobado que en experimentos realizados con ratones, estos presentan síntomas de anemia, linfomas y tumores. Y por último el negro brillante BN (E 151) el cuál se ha demostrado que afecta a personas alérgicas a la aspirina y también a algunos asmáticos (Química Viva, 2013), inclusive este colorante no está permitido para ser usados en los países Nórdicos, EE.UU, Canadá y Japón, pero si está permitido en Chile por el Reglamento Sanitario de los Alimentos.

A consecuencia de lo mencionado anteriormente, ciertos colorantes alimenticios están prohibidos en algunos países, originando la atención preferencial de parte de los investigadores e industrias para utilizar colorantes naturales que tienen la propiedad de ser inocuo y sanos, ya que el público es más consciente e interesado con lo que consume

por razones de salud, prefiriendo elegir un producto que no sea sintético, pero si estos están presentes, el mismo consumidor elegirá el que contenga aditivos naturales sobre los sintéticos (Carocho *et al.*, 2014).

El interés en los colorantes naturales se ha incrementado considerablemente en el último tiempo, ya que estudios han demostrado que tienen una poderosa eficacia terapéutica, como por ejemplo ser antioxidantes, comportándose como sustancias capaces de proteger a las células de los efectos de los radicales libres, y muchos otros colorantes naturales han sido reportados como potentes agentes antimicrobianos, debido a la presencia de gran cantidad de taninos. También, estudios indican que la cúrcuma (colorante amarillo de origen natural) es un poderoso antiséptico, revitaliza la piel y reduce la inflamación renal. De la misma manera, muchas antraquinonas poseen actividad antioxidante, antiinflamatoria, purgativa y astringente (Anantharaman, 2013).

En el caso de los colorantes utilizados en la industria textil, estos desencadenan en grandes volúmenes de aguas residuales que contienen grandes cantidades de tintes, provocando un impacto ambiental negativo, para lo cual nace la necesidad de utilizar colorantes naturales ya que son ecológicos, biodegradables y menos alergénicos en comparación a los artificiales (Gouilla *et al.*, 2012), condiciones que no comprometen la calidad de vida de las generaciones futuras y permiten lograr un desarrollo sustentable.

## **1.2 COLORANTES PERMITIDOS EN CHILE Y EL MUNDO**

El uso de los colorantes está estrictamente regulado por organismos. En los Estados Unidos el uso de colores se regulan por la Administración de Alimentos y Medicamentos (FDA), clasificando los colores permitidos en dos categorías, los colorantes certificados y los liberados de certificación. Los primeros, son producidos sintéticamente existiendo nueve autorizados en alimentos, los que llevan el prefijo FD&C o D&C, el color y un número. Y los segundos, son los que incluyen pigmentos derivados de fuentes naturales como frutas, hortalizas, minerales o animales (FDA, 1993).

Por otra parte, es importante mencionar que entre 1963 y 1970, los colorantes alimentarios fueron sometidos a estudios por Joint FAO/WHO Expert Committee (JECFA),

quienes asignaron el IDA (ingesta diaria admisible) para un número de colorantes determinados (FAO, 2001).

El procedimiento usual para establecer el IDA de los aditivos, se basa en la determinación experimental de un nivel sin efecto en los animales de laboratorio y en la aplicación de un factor de seguridad, habitualmente 100, con lo cual la IDA solo es el 1% de la dosis máxima sin efecto en la especie animal en estudio (Campos, 2001).

En la Tabla 1.2 se puede observar la ingesta diaria admisible (IDA) de los colorantes sintéticos que puede consumir diariamente una persona.

Tabla 1.2: Valores de Ingesta Diaria Admisible (IDA) de colorantes sintéticos establecidos por FAO/OMS en 1970.

COLORANTE	IDA (MÁXIMA)		INGESTA DIARIA ESTIMADA mg/ kg
	mg/ kg	mg/ 70 kg	
FD&C Amarillo N°5 Tartrazina	7,5	525	16,3
FD&C Amarillo N°6 Amarillo Crepúsculo	5,0	350	15,5
FD&C Rojo N°2	1,5	105	17,7
FD&C Rojo N°3 Eritrosina	1,25	87	1,9
FD&C Azul N°1 Azul Brillante	12,5	875	1,2
FD&C Azul N°2 Indigotina	2,5	175	0,3
FD&C Verde N°3 Verde F.C.F	12,5	875	0,1

Fuente: Noonan, 1980.

En Europa la directiva 94/36/CE contiene normas detalladas sobre el uso de colorantes artificiales y naturales, adicionalmente se les identifica con la letra E seguida de un número, que corresponde entre 100 y 199. Siendo regulados respecto del tipo de alimentos al que pueden ser adicionados, en qué condiciones y las restricciones de venta de cada uno (Agrimundo, 2013).

En Chile, según el artículo 145 del Reglamento Sanitario de los Alimentos, Decreto Supremo N° 977/96, se permite el uso solo de las sustancias colorantes mencionadas en el mismo, las cuales se dividen en dos grupos, colorantes artificiales y sus lacas, y colorantes naturales y derivados.

En la Tabla 1.3 se menciona el listado de sustancias colorantes permitidas en Chile, donde es posible observar que existe más de un tipo de colorantes naturales que están permitidos en el reglamento, sin embargo del listado que permite el uso de colorantes, la mayoría de ellos pertenecen al grupo de los colorantes artificiales.

Tabla 1.3: Uso permitido de sustancias colorantes en Chile.

<b>CÓDIGO</b>	<b>COLORANTE</b>	<b>CÓDIGO</b>	<b>COLORANTE</b>
<b>**100</b>	Curcuminas	<b>**140</b>	Clorofilas
<b>**100 i</b>	Curcumina	<b>*141</b>	Clorofilas de cobre
<b>**100 ii</b>	Cúrcuma	<b>*141 i</b>	Complejo cúprico de clorofilina.
<b>*101</b>	Riboflavinas	<b>*141 ii</b>	Sales de sodio y potasio.
<b>*101 i</b>	Riboflavina	<b>*142</b>	Verde S
<b>*101 ii</b>	Riboflavina 5' fosfato de sodio	<b>*143</b>	Verde sólido FCF
<b>*102</b>	Tartrazina	<b>**150</b>	Color caramelo
<b>*104</b>	Amarillo de Quinoleína	<b>*150 a</b>	Caramelo I – puro
<b>*110</b>	Amarillo Ocaso	<b>*150 b</b>	Caramelo II – proceso sulfito caústico
<b>**120</b>	Carmines	<b>*150 c</b>	Caramelo III - proceso al amoníaco
<b>*122</b>	Azorrubina	<b>*150 d</b>	Caramelo IV - proceso al sulfito amónico
<b>*124</b>	Ponceau 4R	<b>*151</b>	Negro brillante BN
<b>*127</b>	Eritrosina	<b>*155</b>	Marrón HT
<b>*129</b>	Rojo Allura AC	<b>**160 a</b>	Carotenos
<b>*131</b>	Azul patente V	<b>*160 a i</b>	Betacaroteno (sintético)
<b>*132</b>	Indigotina	<b>**160 a ii</b>	Extractos naturales
<b>*133</b>	Azul brillante FCF	<b>**160 b</b>	Extractos de bija
<b>**160 c</b>	Oleorresinas de pimentón	<b>**163</b>	Antocianinas
<b>**160 d</b>	Licopeno	<b>*171</b>	Dióxido de titanio
<b>**160 e</b>	Beta-apo-carotenal	<b>*172</b>	Óxido de hierro
<b>**161 a</b>	Flavoxantina	<b>*172 i</b>	Óxido de hierro, negro
<b>**161 b</b>	Luteína	<b>*172 ii</b>	Óxido de hierro, rojo
<b>**161 g</b>	Cantaxantina	<b>*172 iii</b>	Óxido de hierro, amarillo
<b>**162</b>	Rojo de remolacha	<b>*173</b>	Aluminio

\*\*Colorantes Naturales // \*Colorantes Artificiales

Fuente: Reglamento Sanitario de los Alimentos (2016).

De acuerdo a la Tabla 1.3 y en relación al resultado del estudio de mercado realizado en el capítulo 2 (Véase Tabla 2.1), se puede observar que los colorantes más utilizados son del tipo artificial y corresponden a tartrazina, amarillo de quinoleína, amarillo crepúsculo, rojo allura, azul brillante, todos ellos permitidos en Chile por el Reglamento Sanitario de los Alimentos (2016).

### **1.3 OBJETIVOS**

Los objetivos planteados a continuación, nacen de la problemática mencionada anteriormente y se enuncian a continuación.

#### **1.3.1 Objetivo General**

Evaluar la factibilidad técnico-económica, de una planta de producción de colorantes naturales para uso alimentario.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

- Seleccionar los residuos a utilizar para la producción de colorantes naturales, con la finalidad de sustituir colorantes artificiales de uso alimentario usados actualmente.
- Disponer de un estudio de mercado de los colorantes naturales y artificiales, a escala nacional y mundial.
- Definir capacidad y ubicación de la planta de acuerdo al mercado.
- Definir proceso productivo.
- Disponer de un balance de masa y energía para el proceso productivo.
- Seleccionar, estimar y diseñar los equipos del proceso.
- Disponer de evaluación económica.

## REFERENCIAS

Anantharaman, A., B. Subramanian, R. Chandrasekaran, R. Seenivasan, R. Siva. 2013. Colorants and cancer: A review. *Industrial Crops and Products*. 53: 167–186.

Campos, A. 2001. El mundo de los colorantes. *Industria de alimentos*. Volumen 4 N° 15: 20-24.

Carocho, M., Barreiro, M. F., Morales, P., y Ferreira, I. C. F. R. (2014). Adding molecules to food, pros and cons: a review of synthetic and natural food additives. *Comprehensive reviews in Food Science and Food Safety*, 12, 377- 399.

Carmona, I. 2013. De colorantes sintéticos a naturales en la industria alimentaria. *Agrimundo* (En línea). Volumen N°5. Abril 2013 (Referido el 13 de mayo del 2016). Disponible en: [http://www.agrimundo.cl/wpcontent/uploads/130426\\_reporte\\_alimentos\\_procesados\\_n51.pdf](http://www.agrimundo.cl/wpcontent/uploads/130426_reporte_alimentos_procesados_n51.pdf).

Estados Unidos. Food and Drug Administration. FDA. Food Color Facts. Enero, 1993. (20-11-2003). <http://vm.cfsan.fda.gov/~lrd/colorfac.html>.

Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO) y Organización Mundial de la Salud (OMS). 2001. Garantía de la inocuidad y calidad de los alimentos, Anexo 7: Presentación del JECFA, la JMPR y JEMRA y evaluación de los riesgos de los alimentos genéticamente modificados. (En línea). 2001 (Referido el 13 de mayo del 2016). Disponible en: <http://www.fao.org/docrep/006/y8705s/y8705s0d.htm>.

Guirola, C. 2010. Tintes naturales su uso en Mesoamérica desde la época prehispánica. Asociación FLAAR Mesoamérica. Guatemala: Asociación FLAAR Mesoamérica.

Gouila, H., Meksi, N., Haddar, W., Mhenni, MF., Jannet, HB. 2012. Los estudios de extracción, identificación y teñido de Isosalipurposide, un colorante natural desde chalcona *Acacia cyanophylla* flores en lana. *Ind. De cultivos. Prod.*, 35 (2012), pp. 31-36.

MacDougall, D. B. (2002). Colour in food. Cambirdge, UK: Woodhead Publishing Limited.

Ministerio de Salud. 2002. Reglamento Sanitario de los Alimentos. D. S.Nº 977. Registro Nº 125.130. Ediciones Publiley. Santiago. Chile.

Moeller, G.E y Garzón, M.A., 2003. Dearrollo de tecnologías no convencionales para el tratamiento de efluentes de la fabricación de colorantes del tipo azo. Anuario Imta.

Mtagati, T. (2013). Chemistry of food additives and preservatives. West Sussex, UK: John Wiley and Sons.

Muñoz O., 2003. Antocianos colorantes naturales y aplicación industrial. Libro de Resúmenes: V Congreso Internacional de Plantas Medicinales, 8 – 11 de octubre de 2003, Santiago, Chile. Corporación Lawen.

Noonan, J. 1980. Color Additives in Food. En: CRC Handbook of food Additives. Furia, T. CRC Press, Boca Ratón, USA. Pp. 587 – 615.

Patel, B. H. 2011. Natural dyes. In: M. Clarck (Eds). Handbook of Textile and Industrial Dyeing. Volume 1. pp 395–424. Woodhead Publishing Series in Textiles.

Pérez, O. 2001. Cinética y extracción de colorantes naturales para la industria textil. Puebla, México, Universidad de las Américas Puebla.

Rowe, K. S., y Rowe, K. J. (1994). Synthetic food coloring and behavior: a dose response effect in a double-blind, placebo-controlled, repeated-measures study. Journal of pediatrics, 125, 691-698.

Saltmarsh, M (2013). Essential guide to food additives (4<sup>th</sup> ed.). Cambridge, UK:RSC Publishing.

Sánchez, J. 2013. La química del color en los alimentos. Química Viva (En línea). Volumen N°3. Noviembre 2013 (Referido el 26 de mayo de 2017). Disponible en: <http://www.redalyc.org/pdf/863/86329278005.pdf>.

Singh-Rai, H., Shankar, M., Singh, J., Bansal, T., Vats, P., Banerjee, U. 2005. Removal of dyes from the effluent of textile an dyestuff manufacturing industry: a review of emerging techniques with reference to biological treatment. *Critical reviews in environmental science and technology*, 35:219-238.

## **CAPÍTULO 2**

# **ESTUDIO DE MERCADO, UBICACIÓN Y CAPACIDAD DE LA PLANTA**

### **2.1 MERCADO MUNDIAL DE COLORANTES**

Un estudio realizado por PR Newswire en 2012, publicado por Transparency Market Research, “Global Food Colors Market-Global Industry Analysis, Size, Growth, Share and Forecast, 2011–2018”, dio a conocer que el mercado global de la industria de colorantes alimenticios en el año 2011 fue de USD 1.615 millones de venta y para 2018 se estima que alcanzará unos USD 2.154 millones de venta, con una tasa de crecimiento anual compuesto de 4,3% en esos años (Carmona, 2013). Sin embargo otro estudio realizado por Markets and Markets diagnosticó que el mercado de los colorantes alimentarios para el año 2022 alcanzará los USD 3.750 millones de ventas a una tasa compuesta anual de 8,4% a partir del 2016 (Marketsandmarkets, 2016).

En 2011 la importancia de los colorantes naturales superó el crecimiento de la producción respecto a la del año 2007, con un total de 600 millones de dólares a nivel mundial, estimados en un aumento del 29% desde 2007, lo que demostró un crecimiento anual de más del 7% en este sector, mientras que en el 2011 los colorantes artificiales tuvieron un crecimiento en el número de sus ventas más modesto, teniendo un crecimiento menor al 4% anual, con ventas de aproximadamente 570 millones de dólares, a nivel mundial (Mintel, 2014). Esto demuestra la creciente importancia y preferencia que han adquirido los colorantes de origen natural, además del crecimiento del mercado de estos.

Dentro del mercado de colorantes naturales de uso alimenticio, el 70% de este corresponde a la industria alimenticia (sin tomar en cuenta la industria de refrescos), 27% a bebidas, néctares y refrescos en general, y finalmente el 3% del mercado, a los licores. Además en el último tiempo el uso de colorantes naturales a nivel mundial, supera al de los artificiales en una proporción 2:1 en nuevos lanzamientos de comidas y bebidas (Mintel, 2014).

## 2.2 MERCADO MUNDIAL DE COLORANTES NATURALES

Restricciones en el uso de los colorantes artificiales en el rubro alimenticio ha originado un mayor interés por los colorantes naturales, provocando que este negocio se incremente.

En el año 2002 las importaciones a nivel mundial de colorantes naturales de origen vegetal o animal totalizaron en 420 millones de dólares (Aguilera, *et al.*, 2004) respecto al número de ventas, lo cual representó un aumento de un 11,3% entre los años 1998-2002 respecto a las importaciones.

En la figura 2.1 se encuentran los principales países consumidores e importadores de colorantes naturales en el mercado mundial (Aguilera, *et al.*, 2004).

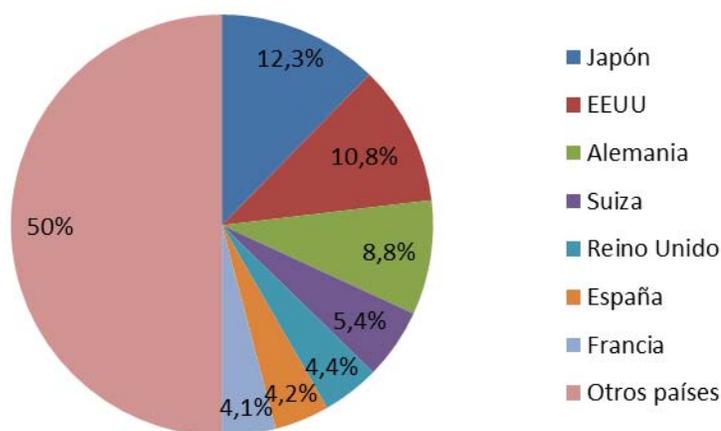


Figura 2.1: Distribución de los países importadores de colorantes naturales a nivel mundial en el año 2002.

De la figura 2.1 se observa que aproximadamente el 50% de las importaciones mundiales recae principalmente en sólo siete países. En el caso de los países importadores como Japón y EE.UU, ambos lideran la cantidad de ventas a nivel mundial e inclusive superan al doble en número de ventas a Suiza, Reino Unido, España y Francia.

En el caso de las exportaciones, en el año 2002, las ventas de colorantes de origen natural a nivel mundial fue de 331 millones de dólares, lo que equivale en volumen a un

total de 48.389 toneladas (Aguilera, *et al.*, 2004), correspondiendo a un precio 6,84 [USD/kg colorante] aproximadamente.

En la figura 2.2 se encuentran los principales países productores y exportadores de colorantes naturales en el mercado mundial (Aguilera, *et al.*, 2004).

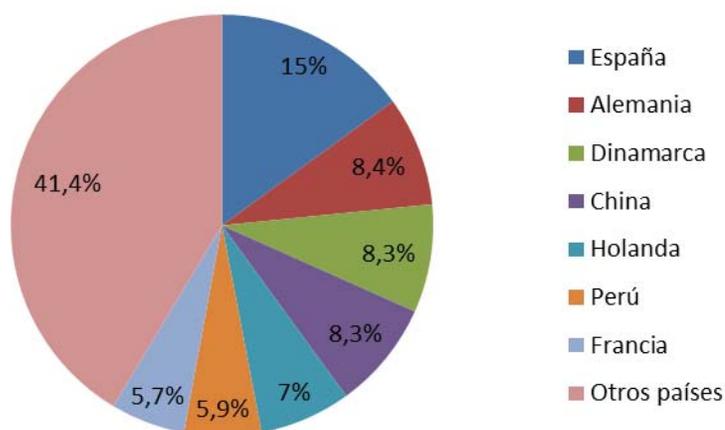


Figura 2.2: Distribución de los países exportadores de colorantes naturales a nivel mundial en el año 2002.

De la figura 2.2 se observa la misma tendencia que en la figura 2.1, en la que los siete países mostrados son los principales exportadores mundiales, abasteciendo aproximadamente el 58% del mercado. En el caso de España, principal país productor y exportador de colorantes, duplica en número de ventas al resto de los países.

Sin embargo, un último reporte se realizó por Zion Market Research donde se espera que el mercado global de colorantes alimenticios naturales alcance los USD 1.770 millones de ventas para el año 2021, lo que resulta una tasa de crecimiento anual compuesto del 5,2% entre los años 2016 y 2021.

### 2.3 MERCADO NACIONAL DE COLORANTES NATURALES

El año 2002 las exportaciones chilenas de colorantes naturales (principalmente carmín de cochinilla) llegaron a 1,76 millones de dólares, el equivalente a 300 toneladas. En el año

2003 se contabilizaron un total de 35 mercados de destino para las exportaciones chilenas, alcanzándose un monto de US\$ 1,59 millones, los principales destinos fueron Alemania y México, mercados que representaron el 39% de los ingresos percibidos. Otros mercados de destino importantes fueron Argentina, Brasil, y Estados Unidos. Estos sumados a los anteriores representan el 65% de los ingresos totales percibidos (Aguilera, *et al.*, 2004).

Una situación más actual del comportamiento de las exportaciones chilenas de colorantes naturales, entre los años 2008 y 2012, se observa en la figura 2.3, donde se representa en porcentaje de número de ventas.

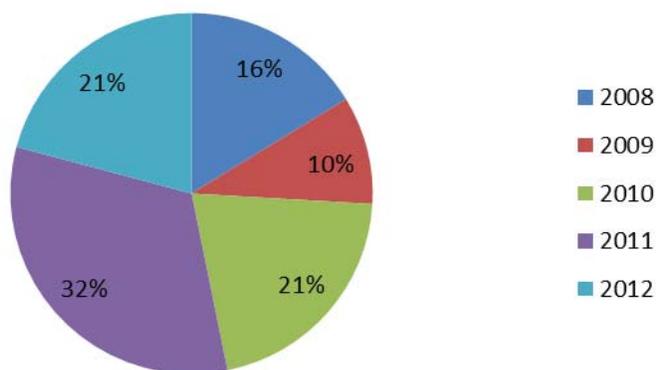


Figura 2.3: Porcentaje respecto al número de ventas de las exportaciones chilenas de colorantes naturales.

Fuente: ProChile. 2013.

Respecto a la figura 2.3, se observa que en los últimos cinco años, las exportaciones de la industria de colorantes naturales mostraron un crecimiento de un 28% en términos de número de ventas. Este aumento corresponde al total de las exportaciones nacionales de los años 2008 y 2012, correspondiendo a USD 2.335.695 y USD 2.997.575, respectivamente. Los principales países de destino son México, EE.UU, Venezuela, Alemania, Ecuador, Perú, Brasil y China (Carmona, 2013).

Los principales productos exportados son carmín de cochinilla (sin procesar), achiote, marigold, cúrcuma y paprika (Carmona, 2013).

El comportamiento de las importaciones de colorantes naturales a nivel nacional se observa en la figura 2.4, donde al igual que en el caso de las exportaciones se representa en porcentaje de número de ventas durante los años 2008 y 2012.

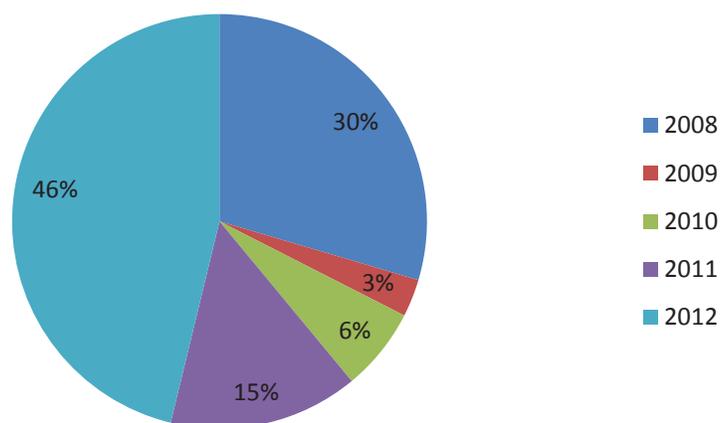


Figura 2.4 Porcentaje respecto al número de ventas de las importaciones chilenas de colorantes naturales.

Fuente: ProChile. 2013

En el caso de las importaciones de la figura 2.4, en términos de USD, el crecimiento fue de un 56% entre la totalidad de las importaciones nacionales entre los años 2008 y 2012, correspondiendo a USD 14.760.043 y USD 23.064.237 respectivamente. Las principales importaciones provienen de China, Perú, México, Argentina, EE.UU, Alemania, España, y Brasil (Carmona, 2013), sin embargo los países que lideran son China y Perú, lo que podría deberse a una demanda de colorantes naturales distinto a los que Chile hasta ahora produce (Carmona, 2013).

Los principales productos chilenos importados son los pigmentos del tipo antocianinas y los del tipo caroteno (INIA, 2017).

Por lo tanto, de las figuras 2.3 y 2.4, se infirió que Chile tiene posibilidades de aumentar su participación como productor y exportador de colorantes naturales, debido a que en términos de crecimiento, comparado a años anteriores, las importaciones aumentaron un 56% mientras que las exportaciones un 28%, indicando que Chile posee una alta

demanda de este producto y que si existieran empresas productoras, se podría suplir este déficit al incorporar nuevas materias primas para entregar variados productos.

## **2.4 MERCADO NACIONAL DE COLORANTES**

Se elaboró un estudio propio en los distintos productos alimenticios encontrados en supermercados, con el fin de identificar cuáles son los colorantes que predominan en los variados productos que se ofrecen en el mercado, identificando los colorantes que son naturales, sintético o semisintético (idéntico a natural).

Este estudio, se llevó a cabo, ya que no se obtuvo información clara ni precisa en el Servicio Nacional de Aduana, acerca de qué tipos de colorantes prevalecen en los productos, en qué cantidad se importan y hacia cual industria del área alimenticia van dirigidos.

El criterio que se utilizó fue la clasificación de los productos que se encuentran en un supermercado, de acuerdo al tipo de industria o a la categoría a la cual pertenecen los diferentes artículos, esto permitió un registro de todas las variedades y marcas que estaban disponibles en el recinto, y de acuerdo a ello se realizó un conteo de las veces en que estaban presentes los diferentes colorantes en el artículo, lográndose obtener datos estadísticos propios.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente se abarcó un total de 87 productos de diferentes marcas y variedades, esto permitió separar los colorantes en dos categorías, los que estaban presentes en la mayor cantidad de productos alimenticios y los que estaban presentes en menor cantidad en los productos. Todos los valores obtenidos fueron expresados en porcentajes, referidos a la frecuencia en la que se reiteraban los colorantes en el producto.

Es importante mencionar que los porcentajes son valores estimativos.

El resumen de los resultados del estudio de elaboración propia se presentan en las Tablas 2.1 y 2.2, en las cuales se muestran los colorantes que más se reiteran en distintos tipos de alimentos y los colorantes que menos se reiteran en alimentos, respectivamente.

Tabla 2.1: Colorantes que más se utilizan en productos de la industria alimenticia chilena.

<b>COLORANTE</b>	<b>INDUSTRIA</b>	<b>PRODUCTO</b>	<b>% FRECUENCIA</b>
<b>TARTRAZINA (Color Amarillo)</b>	Lácteas Cárnicas (embutidos) Sopas Bebidas Licores Conservas Coctelería Confitería y Pastelería	Flan, sémola, jaleas, Vienesas, tocino, salame, Sopas, cremas en polvo, Jugos, bebidas de fantasías, Licores, Frutas en conserva, Papas fritas, aderezos, Dulces, galletas, chicles, tortas, entre otros.	49%
<b>AMARILLO CREPÚSCULO (Anaranjado a Amarillo)</b>	Lácteas Sopas Coctelería Confitería y Pastelería Licores Bebidas Conservas	Sémola, Jaleas, Sopas, Cremas en polvo, papas fritas, aderezos, Cereales, barras de cereal, Destilados y licores, Jugos, Néctar, Frutas y verduras, entre otros.	13%
<b>ROJO ALLURA (Color Rojo)</b>	Lácteas Conserva Coctelería Bebidas Confitería y Pastelería Licores	Leche, Postres, Frutas, Snacks, bebida fantasía Cereales, avena, granola, dulces, galletas, chicles, mermeladas, queques, tortas, entre otros.	12%
<b>Azul Brillante (Color Azul)</b>	Conservas Confitería y Pastelería Licores	verduras en conservas Galletas, cereales desayuno, licores, entre otros.	10%

De la Tabla 2.1 se puede observar que los colorantes más utilizados en alimentos, son colorantes de origen artificial, lo cuales están permitidos en Chile por el Reglamento Sanitario de los Alimentos.

La mayoría de los colorantes que se presentan en la Tabla 2.1 son utilizados en néctares y refrescos, como también en alimentos como caramelos, golosinas, lácteos y cereales, esto se puede deber a que los colorantes artificiales tienen un menor costo, son muy eficaces y tienen una excelente estabilidad (Feng *et al.*, 2011).

En la Tabla 2.2 se presentan los resultados que arrojó el estudio de mercado para los colorantes naturales, siendo los menos utilizados por la industria alimenticia.

Tabla 2.2: Colorantes que menos se utilizan en productos de la industria alimenticia chilena.

<b>COLORANTE</b>	<b>INDUSTRIA</b>	<b>PRODUCTO</b>	<b>% FRECUENCIA</b>
<b>CARMÍN DE COCHINILLA (Color Rojo Púrpura)</b>	Lácteos Congelados y procesados Coctelería Confitería	Leche, yogurt, jaleas, helados, Carnes, Snacks, salsas Cereales, entre otros.	3%
<b>DIÓXIDO DE TITANIO (Color Blanco)</b>	Lácteos Higiene Café	Leche (variedades) Pasta de dientes Café, entre otros.	5%
<b>CARAMELO</b>	Lácteos Sopas Confitería y pastelería Panadería Bebidas Coctelería Licores Café	Leche condensada, Sopas, cremas en polvo Barras cereales, Pan (variedades) Bebidas fantasías Salsas, maní Destilados y licores, café, entre otros.	6%
<b>CÚRCUMA (Color Amarillo a Naranja)</b>	Lácteos Sopas Conserva	Leche variedades, queso, margarina, Sopas, Fruta, entre otros.	1%
<b>ANNATO (Color Rojo a Marrón)</b>	Lácteos Cárnica (embutidos) Refrescos Confiterías	Leche cultivada, yogurt, Vienesas, salame, Aguas con sabores Cereales, entre otros.	1%

Finalmente, con los resultados arrojados por este estudio, se decidió considerar el reemplazo de los colorantes más utilizados en los alimentos producidos en Chile, es decir, tartrazina, amarillo crepúsculo y rojo allura, ya que estos, son colorantes artificiales y presentan distintos efectos secundarios indeseados en la salud de los consumidores. También se determinó reemplazar el colorante caramelo ya que tres de sus cuatro variedades son de tipo artificial (Reglamento Sanitario de los Alimentos, 2016). Para reemplazar estos colorantes, se decidió utilizar como materias primas, residuos vegetales a partir de los cuales se pueden obtener extractos de colorantes para reemplazar los colorantes sintéticos anteriormente mencionados. Estas materias primas son: cuesco de palta y cáscara de cebolla a partir de los cuales se obtiene colorantes con tonalidades desde naranja, rojo púrpura, marrón y amarillo.

## 2.5 MERCADO DEL PROVEEDOR DE MATERIAS PRIMAS

### 2.5.1 Cuesco de Palta

Una de las frutas más conocidas en Chile es la palta o aguacate, de cuya semilla se obtiene un colorante que se emplea para teñir tejidos de forma artesanal. La extracción en forma industrial de este colorante le daría una aplicación comercial a los cuescos de la palta, ya que habitualmente se desechan.

La semilla de la palta contiene perseína, epicatequina (flavonoide), taninos condensados, que son formas poliméricas derivada de la epicatequina y una proantocianidina trimérica (Gaviria y Mejía, 2012). El color se obtiene a través de una enzima llamada polifenol oxidasa (PPO) la cual al dejar oxidar la semilla molida en presencia de oxígeno, genera el compuesto coloreado, permitiendo una variación de tonos desde el amarillo a rojo púrpura, según sean las condiciones del proceso. Este colorante final se caracteriza por las propiedades antioxidantes, antiinflamatoria y anti cancerígena (Dabas, 2011).

Para la determinación del mercado proveedor primero se determinó la producción de palta, mediante la superficie cultivada de paltos en Chile, información de la cual se encuentra en la Oficina de Estudios y Políticas Agrarias (ODEPA), esta información se muestra en la figura 2.5.

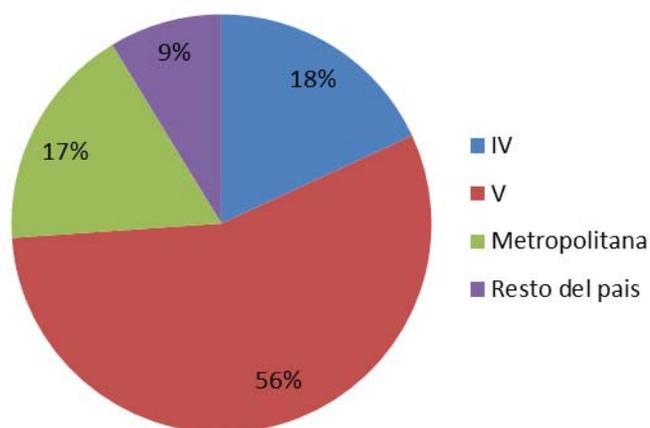


Figura 2.5: Distribución de la superficie plantada de paltos en Chile.

Fuente: ODEPA, 2014.

Como se puede observar en la figura 2.5, un 56% de la superficie total de paltos en Chile, se encuentra en la región de Valparaíso, que en conjunto con la región de Coquimbo y Metropolitana poseen más del 90% del total de plantaciones de paltos del país, lo que arroja una cantidad de 83.890 [ton/año] paltos para las tres regiones mencionadas anteriormente.

A partir de la figura 2.5, se determinó producir colorante natural considerando la producción de la empresa procesadoras de palta más grandes e importante del país, llamada Avomex (empresa ubicada en la comuna de Quillota, V región) esto ya que por fines prácticos se simplifica la recolección de la materia prima.

La cantidad de cuesco generado por kilo de palta es encontrado en bibliografía donde se menciona que la semilla representa de un 15 a 16 % del total del fruto (Ramos *et al.*, 2007).

A consecuencia de lo mencionado anteriormente, para poder determinar la cantidad de residuos generados por Avomex, se consideró lo que procesó la empresa durante el año 2015, correspondiendo a 22.080 toneladas de palta, generando anualmente cerca de 3.533 toneladas de residuos de cuesco.

Por consiguiente se determinó que las 3.533 toneladas anuales de cuesco de palta que se generan en el año 2015 corresponden al 16%, de la producción anual de Avomex, y esta cantidad a su vez se consideró que corresponde al 47% de la producción anual de paltas de la quinta región, ya que se estimó que esta empresa adquiere toda su materia prima desde la región de Valparaíso, porcentaje que se mantendrá proporcional y constante durante los próximos años.

Posteriormente gracias a la información proporcionada por ODEPA, se estimó la producción histórica de cuesco de palta proveniente de Avomex, la que se representa mediante la figura 2.6.

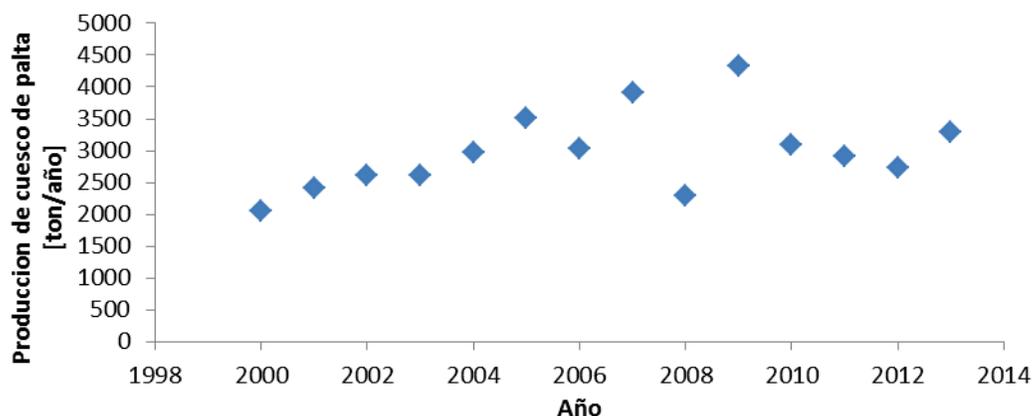


Figura 2.6: Generación histórica de cuesco de palta por Avomex, a partir de la producción de paltas de la V región.

Como se puede apreciar de la figura 2.6, la producción de cuesco de palta no presenta una clara tendencia a través de los años, sino que tiene una producción más bien inestable, variando bruscamente durante los años 2008 y 2009 y posteriormente se vuelve más estable durante los siguientes años. Esta gráfica histórica permite proyectar y estimar la producción de cuesco de palta para los próximos años, situación que se verá en la sección 2.7.

### 2.5.2 Cáscara de Cebolla

Para fines de producción de colorante, es necesario emplear la variedad de cebolla, llamada cebolla de guarda o tardía, ya que estudios han demostrado que a partir de la cáscara de este tipo de cebolla, se puede obtener colorante natural con tonalidades de café a amarillo, esto se debe a que en la corteza de esta cebolla (cáscara café) se encuentran algunos metabolitos secundarios, por ejemplo de tipo flavonoide (quercetina), responsables de la coloración de la misma (López y Trujillo, 2010).

Las diferente tonalidades que se pueden obtener varían al igual que en el resto de las materias primas, según sea la condición del proceso de la extracción, como también en el rendimiento que varía según tipo de solvente a utilizar (López y Trujillo, 2010).

Para la determinación del mercado proveedor, se determinó la producción de cebolla de guarda por zona, mediante la superficie cultivada de cebolla de guarda en Chile, información obtenida en ODEPA y que se muestra en la figura 2.7.

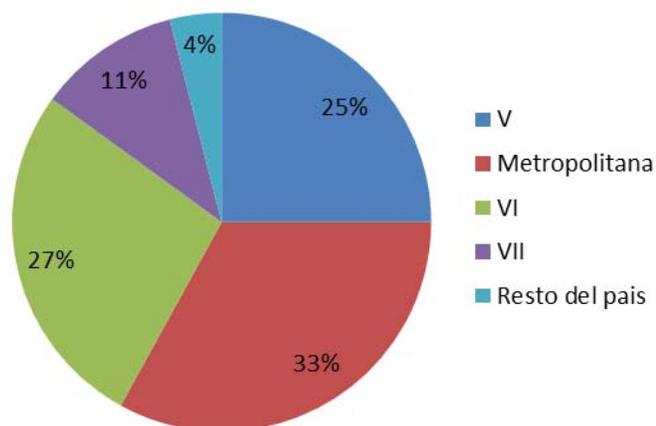


Figura 2.7: Distribución de la superficie plantada de cebolla de guarda en Chile.

Fuente: ODEPA, 2015.

Como se puede apreciar en la figura 2.7, la mayor cantidad de superficie plantada se concentra en 4 regiones del país, siendo las regiones Metropolitana y VI, las que lideran, poseyendo el 60% de la superficie total del país con un total de 27.180 [ton/año] de cebolla de guarda.

Sin embargo, a través de pruebas en laboratorio, se determinó que por cada 1 kg de cebolla, 27 gr corresponden a cáscara (2,7%), porcentaje de residuo bastante menor en comparación al obtenido por el cuesco de palta. Por lo tanto debido a que no existen grandes diferencias en la producción de cebolla de guarda para las regiones metropolitana, V y VI, se determina analizar la generación histórica de cáscara de cebolla para la región de Valparaíso, debido a que la otra materia prima se obtendrá de dicha región, no obstante esta decisión se corroborará en la sección 2.6.2 determinación de la ubicación de la planta.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, para poder estimar los residuos de cebolla, se trabajará con las principales fábricas de empanadas y con los residuos de ferias y mercados de la región de Valparaíso.

Por consiguiente se realizó una serie de encuestas y visitas en terreno, donde se determinó que en promedio una pequeña fábrica de empanada procesa a diario entre 9 y 6 mallas de cebolla de 16 kg, esto arroja un promedio de 7,5 mallas, lo que equivale a 120 kg diarios de esta hortaliza, cantidad no menor si se considera que se estimó que en la región existen aproximadamente 20 pequeñas empresas dedicadas a este rubro, arrojando un total de 23,3 toneladas anuales de residuo.

Por otra parte, se estimó que los residuos de cebolla que se pueden encontrar en una feria de la quinta región, representan el 1% de todos los residuos generados. De acuerdo a esto se nos informó por el encargado de cada feria (4 en total) que la cantidad aproximada de residuos generados, son alrededor de 6 toneladas diarias, lo que equivale a 22 [ton/año] de residuos de cebolla.

En resultado a lo mencionado anteriormente, se determinó que durante el año 2015 se procesó desde las fábricas de empanadas y desde las ferias de la quinta región un total de 45,3 [ton/año], cantidad que corresponde al 0,4% de la producción anual de cebolla de guarda de la región de Valparaíso (11.000 toneladas aproximadamente). Porcentaje que se estima que se mantendrá proporcional y constante durante los próximos años.

Posteriormente gracias a la información proporcionada por ODEPA, se estimó la producción histórica de cáscara de cebolla, la cual se representa mediante la Figura 2.8.

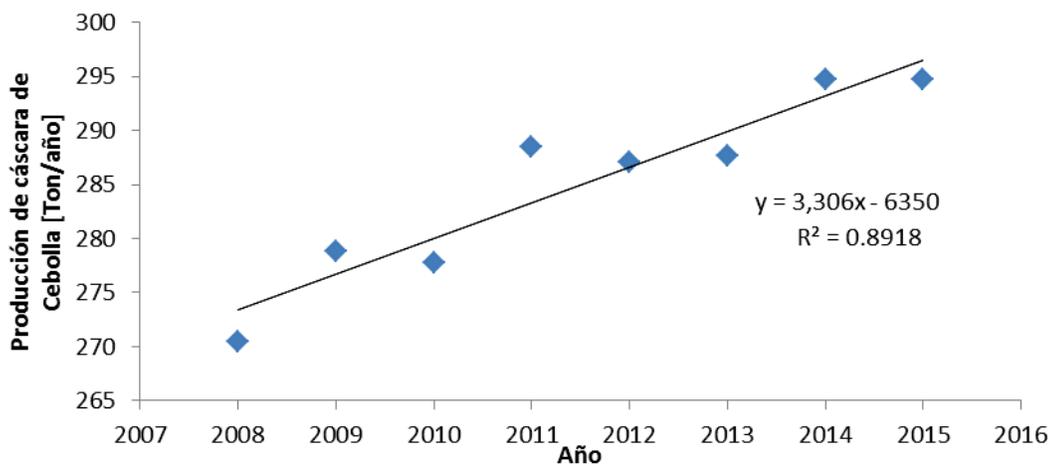


Figura 2.8: Generación histórica de cáscara de cebolla de guarda, a partir de la producción de cebolla de guarda de la V Región.

De la ecuación obtenida en la figura 2.8, se obtiene que el modelo que más se ajusta a los datos es el ajuste lineal, acercándose bastante a los datos reales, implicando que sea una ecuación representativa para proyectar y estimar la producción de cáscara de cebolla para los próximos años (sección 2.7 capacidad de la planta).

## **2.6 UBICACIÓN DE LA PLANTA**

### **2.6.1 Factores de selección**

El objetivo del estudio de localización, es lograr ubicar la planta en la zona en la que se generen las mayores ganancias para la empresa cumpliendo aspectos técnicos, legales, tributarios, sociales y ecológicos (Astete, 1995). Para ello se debe tener en cuenta la determinación de los siguientes factores:

- Disponibilidad de materia prima.
- Disponibilidad y costos de terreno.
- Disponibilidad de agua en cantidad y calidad.
- Disponibilidad de energía eléctrica.
- Mano de obra disponible.
- Disponibilidad de transporte.
- Cercanía a clientes.

La determinación de estos factores es de vital importancia ya que permitirá asegurar el buen funcionamiento del proceso y tener una adecuada competitividad en el mercado.

De acuerdo a los factores mencionados anteriormente, el principal criterio que rige es la disponibilidad y cercanía a las materias primas, ya que la obtención de estas tiene gran influencia en el proceso y en los costos de operación como el transporte hacia la planta.

### **2.6.2 Determinación de la ubicación de la planta**

De acuerdo a las diferentes producciones de cada materia prima y analizando el resto de los factores, se someten a análisis, a través del método de los factores ponderados para

determinar la ubicación de la planta. Esta técnica se trata de un análisis dimensional, la cual mediante un sistema de puntajes, logra localizar las zonas adecuadas para ubicar la planta. El método consiste en asignar una ponderación o valor a cada uno de los factores mencionados en el subcapítulo 2.6.1, esta ponderación estará en el rango de 1 a 5, representando la importancia del factor, siendo 1 el menos importante y 5 el factor más importante o determinante. Una vez asignada la ponderación, se evaluará cada zona con respecto a los factores, multiplicando la ponderación por un coeficiente de valor: 1; 0,5; 0; -0,5 y -1, de acuerdo a si es muy conveniente, conveniente, normal, inconveniente o muy inconveniente, respectivamente.

A continuación se describen los factores a analizar para la selección:

- Disponibilidad de materia prima: La planta de colorantes naturales, ocupará como materia prima: hueso de palta y cáscara de cebolla. Cabe señalar que es primordial que la planta se encuentre cerca de las materias primas, ya que así se disminuye el costo por transporte y el posible deterioro de estas. La ponderación de este factor es 5.
- Disponibilidad y calidad de agua: Dado que los equipos deben ser lavados luego de los períodos de fabricación y además la importancia que tiene el uso durante el proceso de extracción, se requiere agua poco mineralizada que no produzca incrustaciones en equipos, además de ser afín con detergentes y que no altere la calidad del producto final. Su ponderación será 5.
- Disponibilidad y costo de terreno: Este es un factor de importancia en la inversión inicial, considerando que el emplazamiento de la planta deberá ser en una zona industrial y que los valores de los terrenos varían de región en región y dentro de una misma región. Su ponderación será 2.
- Disponibilidad de energía eléctrica: El costo de energía es una de las variables que afecta considerablemente la rentabilidad del proceso, ya que es necesaria para todos los equipos e instalaciones a lo largo del proceso. Su ponderación será 4.

- Mano de obra disponible: Se necesitará un número determinado de trabajadores para el proceso en general, la mayor cantidad será para análisis de control de calidad como también operarios capacitados para manejo de equipos y proceso. Su ponderación será 1.
- Disponibilidad de transporte: Es importante disponer de rutas de transporte terrestre adecuadas, que permitan la conexión entre proveedores, planta y distribuidores o consumidor final. Su ponderación será 3.
- Cercanía a los clientes: Los colorantes naturales tienen una vida útil aproximadamente de 1 año después de la fecha de procesado (Gaviria y Mejía, 2012), si se conservan en condiciones adecuadas de luz, oxígeno y humedad, por lo que la distancia a los clientes no es considerado un factor importante. Su ponderación será 1.

De acuerdo a la información presentada en las figuras 2.5 y 2.7 sobre la producción de cada materia prima, se determina que las posibles regiones de ubicación de la planta son las regiones V, Metropolitana y VI, con esta información se procede a ejecutar el método de coeficientes ponderados detallado en la Tabla 2.3

Tabla 2.3: Método de los coeficientes ponderados para determinación de ubicación de la planta.

FACTOR	V	METROPOLITANA	VI
<b>Materia prima</b> P= 5	1	1	0,5
<b>Agua</b> P= 5	0,5	0	1
<b>Terreno</b> P= 2	1	0	1
<b>Energía</b> P= 4	1	1	1
<b>Mano de obra</b> P= 1	1	1	1
<b>Transporte</b> P= 3	1	1	0,5
<b>Cercanía clientes</b> P= 1	0,5	1	0,5
<b>total</b>	18	14	16,5

Dado que el criterio principal para determinar la ubicación de la planta es la disponibilidad de materias primas, como también el puntaje final obtenido por medio del método de los coeficientes ponderados que se muestran en la Tabla 2.3, la región a ubicar la planta de colorantes, será la V Región de Valparaíso.

## **2.7 CAPACIDAD DE LA PLANTA**

Como criterio propio de diseño, se determinó la capacidad de la planta con un horizonte de 10 años, o sea hasta el año 2026. Para realizar estos cálculos se consideró como base la disponibilidad histórica de cada materia prima representadas anteriormente en las figuras 2.6 y 2.8, para a través de esta, estimar la producción a futuro.

Para determinar la cantidad de cuecos de paltas generados al año 2026, se basó principalmente promediando todos los datos obtenidos respecto a la disponibilidad histórica que se muestra en la figura 2.6. Este tipo de método abordado se realizó ya que como los valores eran muy variables no permitía obtener una tendencia clara respecto a la producción futura. Por lo tanto, se obtiene una disponibilidad histórica constante de cueco de palta de aproximadamente 3.122 [ton/año] provenientes de la empresa Avomex para el año 2026.

Sin embargo, para determinar la cantidad de cáscara de cebolla de guarda disponible el año 2026, se basó en la ecuación obtenida anteriormente en la figura 2.8, donde la variable X representa el año 2026 y la variable Y representa la capacidad final para el año respectivo. Por lo tanto se estimó que la cantidad de residuos a procesar en el año 2026 será de aproximadamente 51,5 toneladas anuales.

Finalmente, se concluyó que la capacidad de la planta para el año 2026 debe ser apropiada para procesar 3.173,5 toneladas anuales de residuos para las dos materias primas que se van a utilizar para la elaboración de colorantes naturales.

## REFERENCIAS

Aguilera, M., Larraín, O., García, E., Sotomayor, A., Kahler, C., Ferrando, M., Campos, J. 2004. Alternativa de Procesamiento del Maqui en Chile, y Prefactibilidad del Negocio referido al desarrollo de una planta productora de colorante natural de Maqui para alimentación. Gestión Forestal (en línea). Referido al 14 de mayo del 2016. Disponible en: [http://www.gestionforestal.cl/pfnm/paqtecnologicos/maqui/planta\\_colorantes\\_maqui.pdf](http://www.gestionforestal.cl/pfnm/paqtecnologicos/maqui/planta_colorantes_maqui.pdf)

Carmona, I. 2013. De colorantes sintéticos a naturales en la industria alimentaria. Agrimundo (En línea). Volumen N°5. Abril 2013 (Referido el 13 de mayo del 2016). Disponible en: [http://www.agrimundo.cl/wpcontent/uploads/130426\\_reporte\\_alimentos\\_procesados\\_n51.pdf](http://www.agrimundo.cl/wpcontent/uploads/130426_reporte_alimentos_procesados_n51.pdf).

Dabas, D. 29 de Noviembre de 2011. Colored avocado seed extract with antioxidant, anti-carcinogenic and anti-inflammatory effects. Referido el 5 de Octubre de 2012. Disponible en: <http://www.foodscience.psu.edu>

Feng et al., 2007 X.X. Feng, L.L. Zhang, J.Y. Chen, J.C. Zhang New insights into solar UV- protective properties of natural dye J. Clean. Prod., 15 (2007), pp. 366–372.

Flaño, A. 2015. El mercado de la cebolla. Oficina de Estudios y Políticas Agrarias (ODEPA). Chile.

Gaviria, M., Mejía, M. 2012. Evaluación de la extracción de colorantes de la semilla del aguacate como negocio para la región Antioqueña. Referido el 10 de junio de 2016. Disponible en: <http://repository.eia.edu.co/bitstream/11190/347/1/ADMO0766.pdf>

INIA. 2017. Colorantes Naturales. INIA (en línea). 12 de Abril (Referido al 27 de mayo de 2017). Disponible en: <http://www.inia.cl/alimentos/productos/>.

López, W., Trujillo, S. 2010. Obtención de colorantes naturales a partir de cascara Allium cepa (cebolla blanca y morada) y raíz de *Beta Vulgaris* (remolacha) para su aplicación en

la industria textil. Referido el 10 de junio de 2016. Disponible en: <http://ri.ues.edu.sv/474/1/10136187.pdf>

Marketsandmarkets, 2016. Food colors market by type (Natural, Synthetic, and Nature-Identical), application (Beverages, Bakery & Confectionery, and Meat Products), form (Liquid, Liquid Gel, Gel Paste, and Powder), solubility (Dyes and Lakes). Global forecast to 2022. Marketsandmarkets (en línea). Octubre 2016 (Referido el 26 de mayo de 2017). Disponible en: <http://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/food-colors-market-36725323.html>.

Mintel. 2004. Las ventas de colorantes alimentarios naturales superaron a las de colorantes artificiales. Mintel (en línea). 30 de mayo 2014 (Referido el 15 de mayo de 2016). Disponible en: <http://es.mintel.com/blog/alimentos/las-ventas-de-colorantes-alimentarios-naturales-suben>.

Ramos M., Moreno A., Chamorro G. y Garduño L., 2002. Estudio de las propiedades de la semilla de aguacate (*Persea americana*) Variedad Hass, para el Aprovechamiento Integral del Fruto. Disponible en: [www.respyn.uanl.mx/especiales/2007/ee-12-2007/documentos/CNCA-2007-33.pdf](http://www.respyn.uanl.mx/especiales/2007/ee-12-2007/documentos/CNCA-2007-33.pdf), leído el 12-09-2008.

## CAPÍTULO 3

### SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESOS

La síntesis y selección de un proceso corresponde a la fase del diseño de una planta productiva que facilita la elección de alternativas técnicamente viables para generar un producto, por esta razón, se decidió trabajar con dos materias primas para producir colorantes, para lo cual se procede a analizar y seleccionar las etapas involucradas en el proceso de producción de los colorantes naturales a partir de cuesco de palta y cáscara de cebolla, representado en los diagramas de bloques por las figuras 3.1 y 3.2, respectivamente, los cuales comienzan con la recepción de la materia prima y terminan en el producto final.

#### 3.1 PRODUCCIÓN DE COLORANTE EN POLVO A PARTIR DE CUESCO DE PALTA

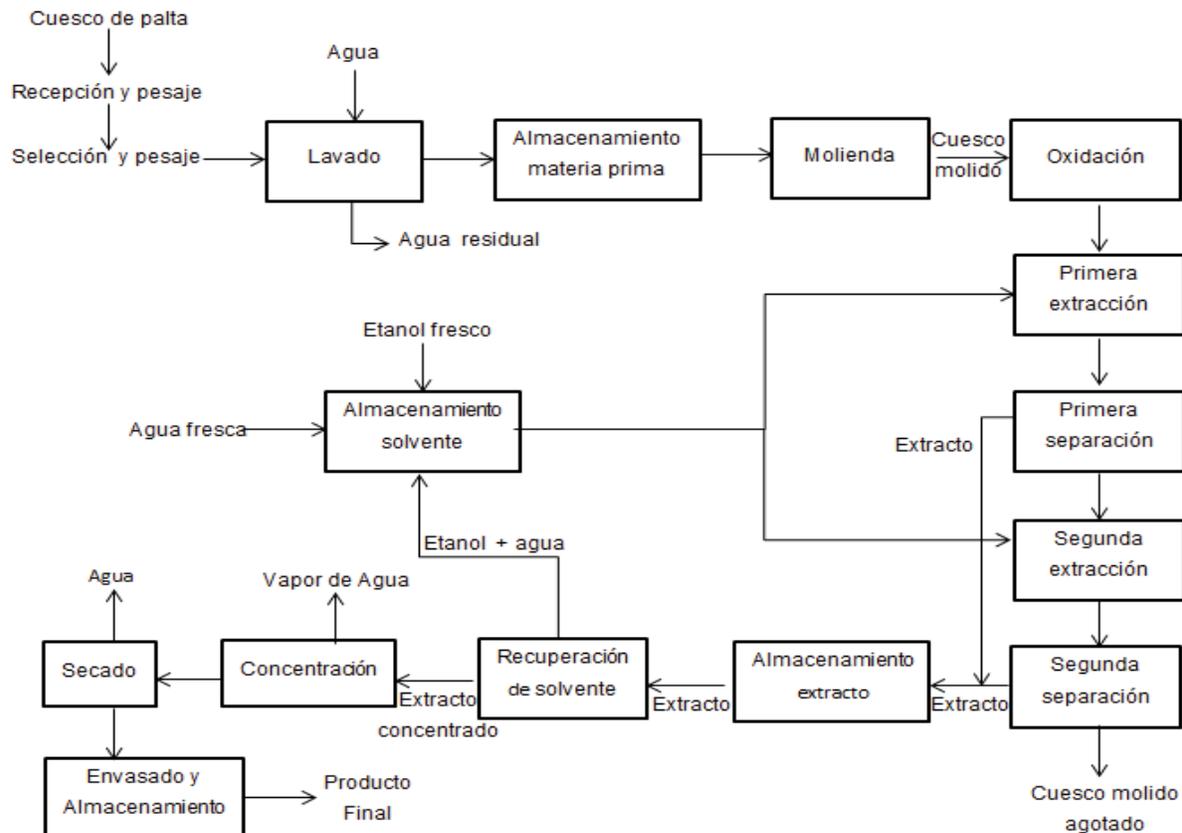


Figura 3.1: Diagrama de bloques del proceso de obtención de colorante a partir de cuesco de palta.

### **3.1.1 Recepción y selección de la materia prima**

El proceso comienza con la recepción de los cuescos, pasando inicialmente por una etapa de pesado en romanas para posteriormente ser seleccionados manualmente por los operarios, en una cadena transportadora, con el fin de descartar los residuos que se encuentren en mal estado. Luego los cuescos seleccionados pasan a la etapa de lavado.

### **3.1.2 Lavado del cuesco**

El objetivo de esta operación es remover todo elemento contaminante, esto se busca ya que la presencia de contaminantes es el principal motivo de seguimiento de las empresas de alimentos (Fellows, 2000).

En general las materias primas de origen vegetal los principales contaminantes son: tierra o polvo adherido, hojas, ramas, insectos y partículas extrañas. Para eliminar estos contaminantes, los equipos se clasifican en: procedimientos húmedos, como impregnación, pulverización, lavado de flotación y limpieza por ultrasonidos y para los procedimientos secos, se encuentran los de separación por aire, magnetismo o métodos físicos. Los tratamientos húmedos son más eficaces para eliminar suciedad o polvo y residuos de cultivos de frutas o verduras mientras que los tratamientos en seco son utilizados para productos que son más pequeños, tienen una mayor resistencia mecánica y tienen un contenido de humedad inferior como, cereales y frutos secos (Fellows, 2000). Por lo tanto, dado las características del cuesco de palta, se utilizará la limpieza de tipo húmeda.

Para realizar la limpieza tipo húmeda, existen varios equipos de proceso en el mercado, la mayoría posee una tina con agua por donde pasa el material a lavar, dentro de estos se ubica una lavadora por aspersión, esta permite remover rápida y eficientemente restos de pulpa de palta y demás contaminantes que puedan quedar pegados en la superficie del cuesco ya que afectarían en la calidad del producto final. Este proceso requiere de personal que supervise el correcto funcionamiento del equipo y proceso, como también la carga de la materia prima a la entrada de la lavadora.

### 3.1.3 Almacenamiento materia prima

Luego de que el cuesco de palta abandone el equipo de lavado, el residuo será dirigido a un estanque que permite almacenar toda la materia prima que se procesa durante el día, para posteriormente ser dirigido a las siguientes etapas del proceso.

Este estanque será de material plástico ya que no se requieren condiciones especiales de almacenamiento del residuo, dado que el porcentaje de humedad es el que posee el cuesco propiamente tal, y será almacenado por no más de 4 horas a temperatura ambiente, condiciones determinadas en la programación de los equipos y obtenidas en laboratorio, respectivamente.

### 3.1.4 Molienda

El término reducción de tamaño se aplica a todas las maneras en que las partículas de sólidos se pueden cortar o romper en partículas más pequeñas (McCabe, *et al.*, 2007) para lograr reducir el volumen y así aumentar la superficie expuesta al solvente, aumentando la velocidad de extracción de las moléculas (transferencia de masa) y la eficiencia del proceso (Macedo, 2000), además de la velocidad de secado, calentamiento o enfriamiento (Fellows, 2000).

Algunos investigadores indagaron el efecto de diferentes tamaños de partícula, en una extracción continua de compuestos fenólicos, y concluyeron que la mayor cantidad de polifenoles se obtuvo con la menor tasa de flujo de solvente, cantidad de muestra y tamaño de partícula, pero si los valores son transformados a rendimiento (mg polifenoles/mg de muestra), se obtienen valores muy similares para tamaños de partícula de 0,5-5 [mm] (Pinelo, *et al.*, 2005).

En este proyecto la reducción de tamaño es necesaria no solo para la extracción sino que también para la formación del pigmento coloreado, ya que es en esta etapa en que la enzima Polifenol oxidasa presente en el cuesco queda expuesta al oxígeno provocando la reacción enzimática responsable de la aparición del color (Dabas, 2011).

Los equipos para reducción de tamaño son clasificados en base al mecanismo usado durante la ruptura de los sólidos: compresión, impacto, frotamiento y corte (McCabe, *et al.*, 2002; Berk, 2013).

La compresión se utiliza para la reducción gruesa de sólidos duros; el impacto genera productos gruesos, medios o finos; el frotamiento conduce a productos muy finos a partir de materiales blandos no abrasivos y el corte da lugar a un tamaño definido de partículas y a veces también de forma con muy poco o nada de fino.

En consecuencia a lo mencionado anteriormente, para esta etapa el mecanismo de ruptura a utilizar será por impacto, ya que es el tipo de molienda que mejor se ajusta al tipo de materia prima a moler, y esta no posee abrasividad ni pegajosidad.

### **3.1.5 Oxidación**

Antes de la extracción, es necesario someter a oxidación los cuescos molidos, ya que la enzima encargada de la formación del color, llamada polifenol oxidasa (PPO) es dependiente de oxígeno (Dabas, 2011), por lo tanto para obtener el color, se deja oxidar, en condiciones determinadas de temperatura y humedad por una cierta cantidad de tiempo, estas condiciones serán detalladas en el capítulo 4.

Desde el punto de vista del proceso productivo, esta oxidación puede llevarse a cabo de dos maneras distintas, la primera mediante oxidación en estanque abierto a la atmósfera, siendo necesario mezclar constantemente el cuesco molido para lograr una oxidación homogénea. Y la segunda opción es oxidación mediante inyección de aire, en la cual el aire ingresa por el fondo del estanque mediante aspersores.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se realizará la oxidación en un estanque abierto a la atmósfera con un mezclador que permita mantener una aireación homogénea de la mezcla.

### 3.1.6 Extracción

Un tipo de extracción es la extracción con gas supercrítico, el cual utiliza fluidos supercríticos donde el gas comienza a ser muy denso cerca de su temperatura crítica y presión. Sus propiedades se sitúan entre las de un gas y un líquido pero con la facilidad de disolver compuestos. Este tipo de extracción proporciona alta densidad, alta difusividad y baja viscosidad, permitiendo extraer compuestos más rápidamente que los solventes tradicionales. Este proceso se realiza a alta presión con solventes gaseosos licuados (un líquido con la viscosidad de un gas). El dióxido de carbono es el más utilizado en este tipo de extracción, con una presión y temperatura crítica de 73,5 bares y 31°C, respectivamente (Riaño, 2006). Sin embargo, para poder extraer ciertos grupos flavonoides como las antocianinas, se debe aumentar la temperatura y presión supercrítica, ya que el dióxido de carbono no permite la extracción de compuestos de alto peso molecular (Adil *et al.*, 2008). Además requiere de inversiones muy costosas, como también una cuidadosa operación durante su uso.

Otro tipo, es una extracción sólido-líquido, cuya finalidad es la separación de uno o más componentes contenidos en la fase sólida mediante la utilización de una fase líquida o disolvente. El componente que se transfiere de la fase sólida a la líquida recibe el nombre de soluto, mientras que el sólido insoluble se denomina inerte.

Para llevar a cabo una extracción sólido-líquido es necesario en primer lugar poner en contacto íntimo las dos fases hasta conseguir la transferencia del soluto de la mezcla original al disolvente. Una vez finalizada esta etapa de transporte de materia, se procede a la separación de las fases, obteniéndose una mezcla de disolvente y soluto llamada extracto y una mezcla de la que se ha extraído el soluto, formada por la fase sólida inerte con una parte de la disolución retenida.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente la extracción por solvente resulta ser de menor costo, puede ser realizada con equipos simples y permite la reutilización del solvente, convirtiéndola en una alternativa preferente para esta etapa del proceso. Por lo tanto para lograr la extracción, el material ya triturado entra en contacto con un solvente que penetra los sólidos, los pigmentos se disuelven en él y son transportados por medio de la mezcla soluto-solvente a la superficie del sólido, y posteriormente a la solución

general. La velocidad del proceso, está limitada principalmente por la velocidad de difusión a través del sólido y el solvente hasta la superficie del sólido, la cual en sustancias vegetales es lenta debido a la resistencia a la transferencia de masa generada por la pared celular (Geankoplis, 1998). Para el caso del cuesco de palta, el proceso de extracción dependerá de la etapa de oxidación, ya que ahí ocurre la formación de color. Para el caso de la materia prima que se va a utilizar, la mezcla de la semilla oxidada, pasa a un estanque de extracción donde se le agrega el solvente a una determinada relación sólido-solvente. Los rendimientos y calidad del producto van variando según las condiciones de operación de esta etapa. Los factores que están involucrados son:

- Tamaño de la partícula: al reducir el tamaño de las partículas se aumenta la zona de contacto entre el sólido y el solvente, permitiendo que este último se diluya fácilmente en el solvente.
- Tipo de solvente a utilizar, ya que la solubilidad de los solutos en el solvente dependerá de la polaridad de este último (Macedo, 2000). Los más comunes son agua, hidróxido de sodio, acetona, etanol y metanol. El etanol es de bajo costo, reutilizable, no tóxico y al ser considerado un solvente GRAS, puede ser usado en la industria alimenticia (Chew *et al.*, 2011), como también la utilización de agua.
- Temperatura durante el proceso de extracción: incrementos de temperatura resultan en producción de chalconas, las cuales no otorgan coloración (Timberlake, 1980).
- Tiempo de extracción ya que se debe dejar actuar el solvente en el sólido para que extraiga la mayor cantidad de colorante posible.
- Rango de pH, ya que este tiene efecto en la estructura y estabilidad de las antocianinas. En solución acuosa a valores de pH inferiores a 2, el 100% del pigmento se encuentra en su forma más estable, presentando un color rojo intenso, a pH más altos se presentan formas quinoidales que se degradan rápidamente por oxidación con el aire (Guerrero, 2011). Sin embargo, el estudio en laboratorio no se consideró rangos de pH.

Por consiguiente, es importante mencionar que los diferentes tipos de solventes pueden funcionar muy bien, pero no quiere decir que cualquiera de ellos puede desempeñarse adecuadamente para realizar la extracción ya que todo depende del tipo de producto al que se quiera llegar, inclusive estudios recomiendan utilizar etanol como solvente para ser utilizado en la industria alimenticia (Devia y Saldarriaga, 2004).

Una vez determinado el solvente a utilizar, el proceso de mezclado del sólido con el solvente se realiza mediante mezcladores sencillos a una temperatura, tiempo de extracción y razón sólido solvente específicos, estos se detallarán en el capítulo 4.

### **3.1.7 Separación**

En esta etapa el objetivo es separar la parte sólida del extracto, para posteriormente recuperar la mayor cantidad posible de solvente, con el fin de reutilizarlo en la etapa de extracción anteriormente mencionada, y de esta forma permitir concentrar el pigmento extraído.

Para llevar a cabo una separación sólido-líquido, se tienen dos procesos comúnmente usados, centrifugación y filtración. La centrifugación es un proceso de separación que implica una operación de sedimentación por acción de la gravedad en un fluido dado con una determinada velocidad. Para aumentar la velocidad de sedimentación, la fuerza de gravedad que actúa sobre la partícula puede sustituirse por una fuerza centrífuga mucho más intensa. Esto conlleva a que como requisito se debe tener una diferencia de densidad entre las fases para realizar la separación (McCabe *et al.*, 2002).

En el proceso de centrifugación, se rompe la homogeneidad de la solución y se produce la separación del soluto y del disolvente, las primeras partículas en sedimentar son las de mayor masa. Los componentes más densos de la mezcla se desplazan fuera del eje de rotación de la centrífuga, mientras que los componentes menos densos de la mezcla se desplazan hacia el eje de rotación.

El otro sistema de separación es una operación unitaria de filtración, la que consiste en el paso de la suspensión por un medio poroso (medio filtrante) que retiene la mayor cantidad de sólidos mientras que es atravesado por el líquido debido al gradiente de presión

generado en la superficie del medio filtrante por la gravedad, vacío, presión o por fuerza centrífuga (Couper, *et al.*, 2012; Towler y Sinnott, 2013). La retención de los sólidos es producida dentro del medio filtrante cuando se tiene un líquido con baja concentración que se desea limpiar o sobre el medio poroso, formando un lecho de sólidos, conocido como torta, siendo estos últimos los utilizados cuando el producto deseado son los sólidos, el líquido o ambos.

A consecuencia de lo anterior se propone para la producción de colorante natural utilizar un proceso de filtración, ya que los equipos de centrifugación en general son bastante costosos y además, permiten la reutilización de los sólidos y líquido, situación requerida para el proceso posterior a la separación. Este último se necesita para recircularlo al tanque de extracción para someterlo nuevamente al contacto con el solvente para extraer pigmentos que no lograron ser extraídos.

Tipos de Filtros:

- Filtros de presión discontinuos

Los filtros de presión utilizan una gran presión diferencial a través del medio filtrante para lograr una filtración rápida y económica con líquidos viscosos o con sólidos finos. Los tipos más comunes de filtros a presión son los filtros prensa y los filtros de banda automático (McCabe *et al.*, 2007).

Filtro prensa: Un filtro prensa contiene un conjunto de placas diseñadas para proporcionar una serie de cámaras o compartimentos en los que se pueden recoger los sólidos. Las placas se recubren con un medio filtrante tal como una lona. La suspensión se introduce en cada compartimento bajo presión; el líquido pasa a través de la lona y sale a través de una tubería de descarga, dejando detrás una torta de sólidos húmeda. (McCabe *et al.*, 2007).

Filtro de banda automático: El filtro de banda es un filtro a presión discontinuo que separa, comprime, lava y descarga de forma automática la torta. La filtración tiene lugar entre 2 y 20 cámaras horizontales, colocadas una sobre la otra. Una banda de tela filtrante pasa a

través de las cámaras del filtro en turno. Con la banda sostenida de modo estacionario, se llena cada cámara con sólidos durante el ciclo de filtración (McCabe *et al.*, 2007).

- Filtros continuos a vacío

En todos los filtros continuos de vacío, el líquido es succionado a través de un medio filtrante en movimiento sobre el que se deposita una torta de sólidos. La torta se aleja de la zona de filtración, se lava, se seca por aspiración y se descarga del medio filtrante para reiniciar el ciclo con la entrada de otra carga de sólidos en suspensión. En todo momento una parte del medio filtrante se encuentra en la zona de filtración, otra parte en la zona de lavado y otra en la etapa de descarga de sólidos, de forma que la salida de líquidos y de sólidos se realiza en forma ininterrumpida (McCabe *et al.*, 2007).

Finalmente, de acuerdo a que el proceso es un proceso discontinuo y se trabajará por lotes se selecciona un filtro prensa para el proceso productivo.

### **3.1.8 Almacenamiento extracto**

Esta etapa permite almacenar todo el extracto que proviene de los lotes de las extracciones que se procesarán durante el día, con el fin que desde esta etapa hacia el término del proceso se opere en continuo.

El estanque debe estar acondicionado para soportar la alta temperatura resultante del proceso de extracción y además tener un sistema de agitación que permita mantener la mezcla homogénea para eliminar los gradientes de concentración y de temperatura. Por lo tanto, de acuerdo a lo anterior, se selecciona un estanque de acero inoxidable con agitador.

### **3.1.9 Recuperación del solvente**

Para el caso del extracto, la forma más simple de recuperación del solvente a partir de una mezcla binaria es por destilación.

Destilación flash es un método físico que permite la separación de dos líquidos que tienen distintos puntos de ebullición. Cuanto mayor sea la diferencia entre los puntos de ebullición de las sustancias de la mezcla, más eficaz será la separación de los componentes, obteniendo un mayor grado de pureza. Esta técnica consiste en calentar la mezcla hasta que esta entre en ebullición, en este momento los vapores en equilibrio con el líquido se enriquecen en el componente de la mezcla más volátil, provocando que el vapor se dirija hacia un condensador que lo enfría y lo pase a estado líquido (McCabe *et al*, 2007).

Destilación fraccionada o rectificación se emplea para separar soluciones de sustancias con puntos de ebullición muy próximos. Esta operación permite el uso de columnas de fraccionamiento donde existe un mayor contacto entre los vapores que ascienden, con el líquido condensado que desciende (más frío), esto por la utilización de diferentes platos los cuales están posicionados de manera que uno quede sobre otro, encerrándose con una cubierta cilíndrica de tal manera que se forme una columna.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente y teniendo una mezcla de solvente-agua, se selecciona como mejor alternativa el uso de destilación flash, ya que la temperatura de ebullición de un solvente tipo etanol es de aproximadamente 78 [°C] y para el agua es de 100 [°C] por lo tanto existe una gran diferencia de temperaturas que permite escoger este método.

### **3.1.10 Almacenamiento del solvente**

Al igual que en la etapa de almacenamiento de extracto, se determina que para resistir condiciones de temperatura y de mezclado, se utilizará un estanque de acero inoxidable con agitador con las dimensiones adecuadas para recibir el flujo diario.

### **3.1.11 Concentrado**

El objetivo de este proceso es concentrar la solución proveniente de la destilación mediante la evaporación de agua presente en la solución, para obtener una concentración de sólidos adecuada para el ingreso al secador. Para la realización de esta tarea se

utilizan evaporadores, que en su mayoría se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos (McCabe *et al.*, 2007).

Estos evaporadores se pueden tener desde un solo evaporador hasta varios, conectados en serie. Cuando se utiliza un solo evaporador recibe el nombre de evaporación de simple efecto, aquí el vapor procedente del líquido en ebullición se condensa y se desecha o se reutiliza (McCabe *et al.*, 2007).

Cuando se tienen dos evaporadores o dos efectos, el vapor procedente de uno de los evaporadores se introduce como alimentación en el elemento calefactor de un segundo evaporador, y el vapor procedente de éste se envía al condensador. El calor del vapor de agua original es reutilizado en el segundo efecto, y la evaporación obtenida por unidad de masa del vapor de agua de alimentación al primer efecto es aproximadamente el doble (McCabe *et al.*, 2007). Además en el proceso de evaporación o concentrado se pueden considerar dos tipos de alimentaciones: cocorriente o contracorriente. La primera configuración dispone la alimentación del vapor vivo, proveniente de la caldera, junto con la alimentación, de forma que el agua evaporada actúe como vapor vivo durante la evaporación en el efecto siguiente. La evaporación contracorriente en cambio requiere que la alimentación al sistema se realice en el último efecto, mientras que el vapor vivo se suministra en el primer efecto. Esta configuración tiene el inconveniente que en el último efecto se requiere de una mayor temperatura de evaporación, resultando dañino en el caso de sustancias termolábiles.

En la industria de la leche, al elaborar leche en polvo mediante un proceso de atomización, se hace pasar la leche previamente por un proceso de evaporación donde se logra alcanzar un porcentaje de sólidos entre un 45-52% (Tetra Pack Processing Systems AB, 1995). De igual manera, en la industria de los jugos en polvo, el proceso de evaporación se utiliza para poder alcanzar un porcentaje de sólidos entre 50-60 % (Phisut, 2012).

Debido a lo planteado anteriormente, se selecciona un sistema cocorriente. El número de efectos influye en la economía de operación del proceso, pero suponen una mayor inversión inicial, por lo que se seleccionará la cantidad de efectos en el capítulo 6.

Finalmente, de acuerdo a lo planteado en el caso de la industria de la leche, se determinó que la concentración final de sólidos será de un 50%.

### **3.1.12 Secado**

Posterior a la etapa de concentración por evaporación, se encuentra el proceso de secado, el cual consiste en separar o extraer cantidades de agua u otro líquido de un material. El secado es la etapa final de una serie de operaciones y el producto que se extrae de un secador pasa a ser empaquetado.

En general, los procesos de secado se clasifican, en los que el material a secar se encuentra directamente expuesto a un gas caliente (generalmente aire), llamados secadores directos y los secadores en los que el calor es transmitido al material desde un medio externo tal como vapor de agua condensante, llamados secadores indirectos (McCabe *et al.*, 2002). Debido a las características del producto que se quiere obtener, los equipos recomendados son del tipo directo ya que prolongados tiempos de exposición de la solución a altas temperaturas puede ser perjudicial para los compuestos extraídos (Phisut, 2012). Encontrándose los secadores spray y los secadores flash. Sin embargo, los secadores flash son para secados de sólidos, por lo tanto se descarta esta opción.

Los secadores spray consisten en la dispersión de una solución o suspensión en una corriente de gas caliente formando una niebla de gotas muy finas. La humedad es rápidamente evaporada de las gotitas para formar partículas residuales de sólido seco que después se separan de la corriente gaseosa.

Las gotas pequeñas se forman en una cámara cilíndrica de secado por la acción de boquillas de presión, boquillas de dos fluidos o en secadores de gran tamaño, por medio de discos de pulverización que giran a gran velocidad.

La alimentación del líquido se realiza por bombeo hasta un atomizador de disco situado en la parte superior de la cámara. El gas frío se extrae por medio de un ventilador a través de una línea horizontal de descarga situada en el fondo. La mayor cantidad del sólido seco sedimenta del gas en el fondo de la cámara del secado en donde se retira.

En efecto a lo dicho anteriormente la alternativa más atractiva resulta ser secador spray ya que las mayores ventajas que presenta es el corto tiempo de secado (segundo o minutos), permitiendo que sea aplicado en materiales altamente sensibles al calor (McCabe *et al.*, 2002) y además producir a partir de una disolución, suspensión, o pasta cremosa, en una sola etapa un producto que se puede envasar fácilmente, facilitando el proceso en la siguiente y última etapa.

### **3.1.13 Envasado y almacenamiento**

Los colorantes son susceptibles a cambios organolépticos y de coloración frente a condiciones de temperatura, humedad, luz, pH y oxígeno. Por lo tanto el envasado puede ser en recipientes de plásticos, de vidrio o doypack (Gaviria y Mejía, 2012).

Para el caso de ser un envase de vidrio, este debe ser oscuro ya que una de las características principales de los colorantes naturales es que son fotosensibles.

Considerando esto último se proponen dos formatos de envase, el primero es un envase doypack para mercados mayoristas ya que es un material que otorga una mayor vida útil, manteniendo la calidad del producto, otorgando una buena presentación, además de ser un envase liviano, fácil de almacenar y transportar y en el caso de industrias que requieren grandes cantidades del producto se utilizarán baldes plásticos herméticos de 20L con características similares a las mencionadas en el caso anterior.

El almacenamiento será en bodegas donde se mantendrá controlada la temperatura, humedad y luz. Para finalmente ser distribuido por transporte terrestre a los mercados objetivo.

Finalizando la explicación del proceso de obtención de colorante a partir de cuesco de palta, es posible obtener el diagrama de flujo. Situación que se representa en la figura 3.2.

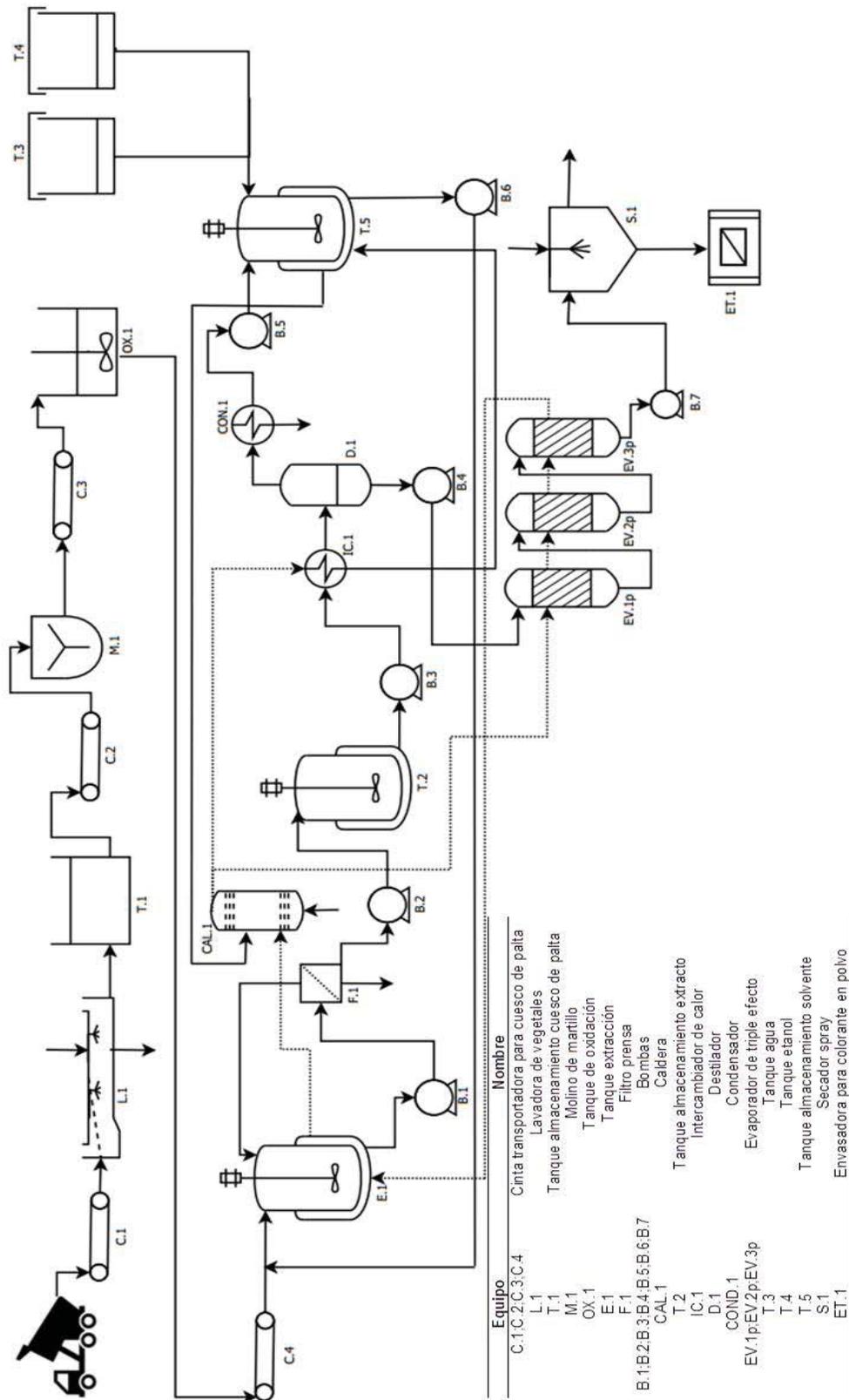


Figura 3.2: Diagrama de flujo del proceso de obtención de colorante a partir de cuscoteo de palta.

### 3.2 PRODUCCIÓN DE COLORANTE EN POLVO A PARTIR DE CÁSCARA DE CEBOLLA

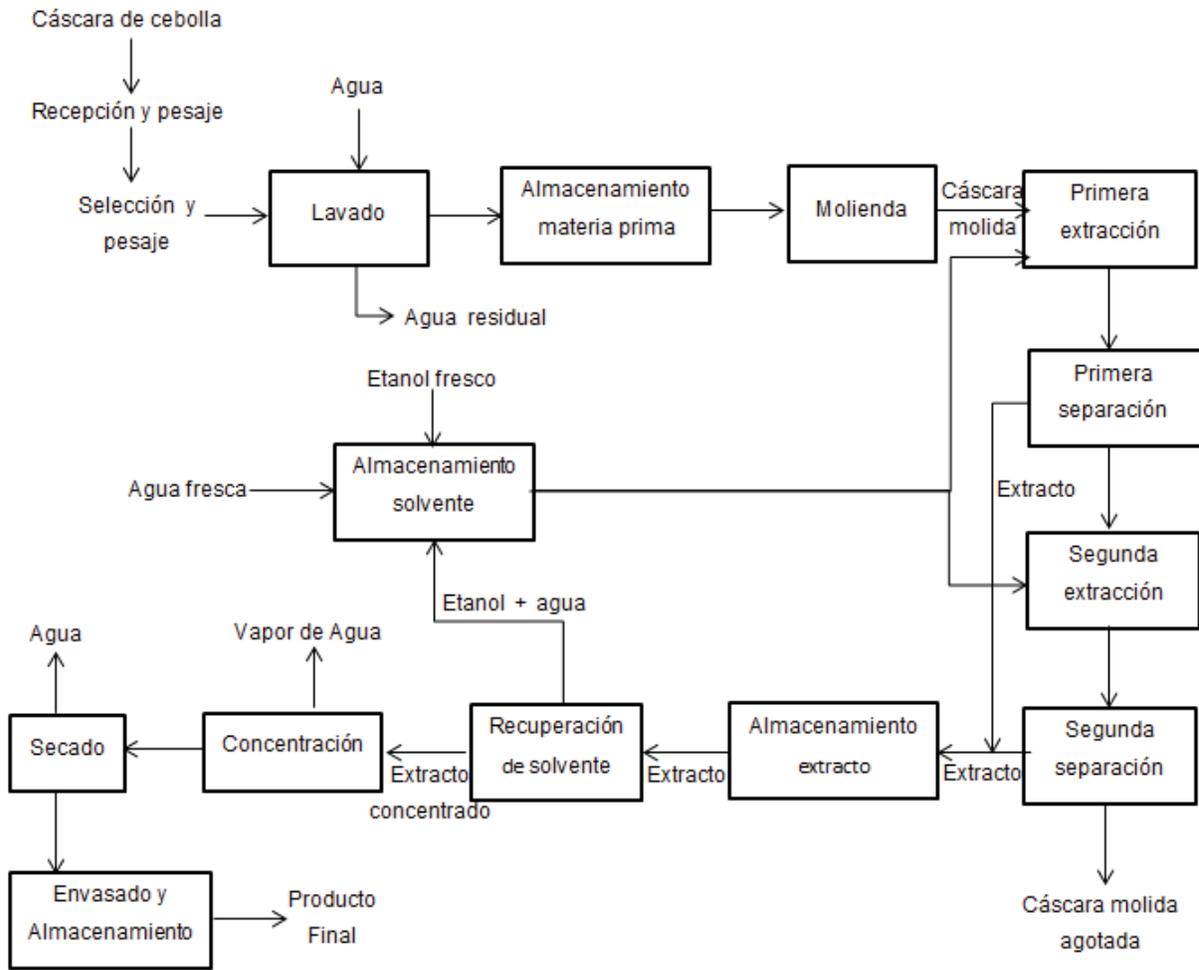


Figura 3.3: Diagrama de bloques del proceso de obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla.

#### 3.2.1 Recepción y selección de la materia prima

Para comenzar este proceso se realiza la recepción de las cáscaras de cebollas obtenidas desde las fábricas de empanadas y desde los mercados y ferias de la V región, luego estas, al igual que en el caso anterior, son transferidas a una etapa de pesado en romanas para determinar la cantidad de materia prima a procesar.

### **3.2.2 Lavado de la cáscara**

Para remover restos que son indeseados para el proceso, como polvo o algún otro tipo de suciedad, las cáscaras de cebolla son transportadas hasta una lavadora de características similares a las del cuesco de palta, por lo tanto el tipo de lavado será por un túnel donde hay boquillas rociadoras por encima y debajo de la cinta. Este proceso al igual que en el cuesco de palta, requiere de personal para el correcto manejo de la maquinaria de lavado, como también para la supervisión del proceso.

### **3.2.3 Almacenamiento materia prima**

Posterior al lavado de la cáscara de cebolla, esta materia prima será dirigida a un estanque que permite almacenar todo el flujo que se procesa durante el día, para posteriormente ser dirigido a las siguientes etapas del proceso.

Este estanque será de material plástico ya que no se requieren condiciones especiales de almacenamiento del residuo.

### **3.2.4 Molienda**

El objetivo de este proceso es disminuir el tamaño de las partículas de la cáscara de cebolla, para aumentar el rendimiento de extracción sólido-solvente producto del aumento de la superficie de la cáscara expuesta al solvente (Macedo, 2000), razones que fueron descritas en el punto 3.1.2.

De acuerdo a lo anterior y haciendo mención a la definición de cada uno de los mecanismos de molienda previamente definidos en la sección 3.1.2 (compresión, impacto, frotamiento y corte) y considerando además, la característica físicas que tiene la cáscara de cebolla, como la baja dureza, es que para este proceso se selecciona la molienda por corte. La técnica de molienda por corte tiene como principal función reducir el tamaño de partículas que sean de forma alargada y que se entrelazan. Estas fibras pueden ser de naturaleza orgánica como es el caso de hojas, tallos y cortezas (McCabe *et al.*, 2002).

Por lo tanto las cáscaras de cebollas previamente lavadas, son dirigidas a la parte superior del molino de corte, al ingresar a este son cortadas mediante cuchillas giratorias, hasta alcanzar un rango estándar de tamaño, entre los 2 y los 6 milímetros aproximadamente. En seguida de esta etapa, las cáscaras serán dirigidas hacia el proceso de extracción.

### **3.2.5 Extracción**

Luego de terminado el proceso de reducción de tamaño, las cáscaras pasarán al proceso de extracción, donde se llevará a cabo la extracción del colorante presente en la cáscara. Este procedimiento busca remover los colorantes presente en la cáscara de cebolla, como quercetina, kaempferol, miricetina (Bustinza y Caballero, 1948) y pelargonidina (Önal, 1995) y dejarlos en solución.

Como se detalló anteriormente, existen variadas opciones para poder lograr la extracción de colorantes naturales, una de ellas es la extracción por solventes, resultando ser la más conveniente, ya que tiene un menor costo, permitiendo utilizar equipos simples y como también la reutilización del solvente.

Para llevar a cabo este tipo de extracción, existen diversos tipos de solventes, los más utilizados, considerando el tipo de sustrato y destino del producto final, son etanol, agua y mezcla de ambos (Macedo, 2000). Solvente y sustrato se mezclarán a una determinada razón, tiempo, pH y temperatura, estos parámetros serán especificados en el capítulo 4.

### **3.2.6 Separación**

Posterior a la extracción, el colorante se encontrará disuelto en el solvente, produciéndose dos fases a la salida del tanque de extracción, una de estas es la solución colorante-solvente y la otra es la cáscara de cebolla agotada o decolorada. El objetivo para esta etapa es separar la fase sólida de la fase solvente.

Para obtener el producto deseado, es necesario separar estas dos fases, llevándose a cabo una separación sólido-líquido, para luego dirigir la corriente de colorante hacia el proceso de concentrado. Normalmente se tienen dos opciones que son las más utilizadas,

centrifugación y filtración. Sin embargo, debido a los costos en los equipos y a las pruebas realizadas en laboratorio (capítulo 4), se determinó que la centrifugación no logra una separación adecuada, por lo tanto se decide utilizar la filtración.

### **3.2.7 Almacenamiento extracto**

Esta etapa permite almacenar todo el extracto que proviene de los lotes de las extracciones que se procesarán durante el día, con el fin de que en esta etapa hacia el término del proceso sea un proceso continuo.

El estanque debe tener un sistema de agitación que permita mantener la mezcla homogénea., como también estar acondicionado para soportar altas temperaturas. Por lo tanto, de acuerdo a lo anterior, se selecciona un estanque de acero inoxidable con agitador.

### **3.2.8 Recuperación del solvente**

El objetivo de esta etapa es extraer la mayor cantidad de solvente posible para tener un mejor secado y a menor costo, como también la reutilización del solvente, ya que afecta directamente la rentabilidad del proceso.

Al igual que en el extracto del cuesco de palta, se seleccionó la destilación flash, ya que se determinó en el capítulo 4, que al existir una mezcla de solvente etanol-agua, la temperatura de ebullición del etanol es de aproximadamente 78 [°C] y para el agua es de 100 [°C] por lo tanto existe una gran diferencia de temperaturas que permite escoger este método.

### **3.2.9 Almacenamiento del solvente**

Al igual que en la etapa de almacenamiento del solvente para el cuesco de palta, se determina que para resistir condiciones de temperatura y de mezclado, se utilizará un estanque de acero inoxidable con agitador.

### **3.2.10 Concentrado**

Al igual que en el cuesco de la palta se seleccionó un sistema cocorriente, el cual tiene la capacidad de concentrar un 50% los sólidos. Y el número de efectos será determinado en el capítulo 6.

### **3.2.11 Secado**

Para lograr el secado del producto, existen diversas alternativas hoy en día, las cuales se detallaron anteriormente, pero debido a las características del producto final, la opción más llamativa y conveniente para esta etapa es el secador spray. Algunas de sus ventajas ya fueron descritas anteriormente, la principal es que la evaporación spray, permite realizar la operación en tiempos menores, evitando daños a las moléculas termosensibles.

Posterior al secado en secador spray, se obtendrá un colorante en polvo como producto final, el cual será llevado a la etapa final del proceso, llamada envasado y almacenamiento.

### **3.2.12 Envasado y almacenamiento**

De la misma manera que para el colorante obtenido del cuesco de palta, el envasado será en envases doypack y bidones plásticos herméticos de 20L con tapa, dependiendo de su destino final.

Su almacenamiento se llevará a cabo en bodegas, con control de temperatura, humedad y luz, para luego ser distribuido a los compradores.

Finalizando la explicación del proceso de obtención de colorante en polvo a partir de cáscara de cebolla, se obtiene el diagrama de flujo. Situación que se representa en la figura 3.4.

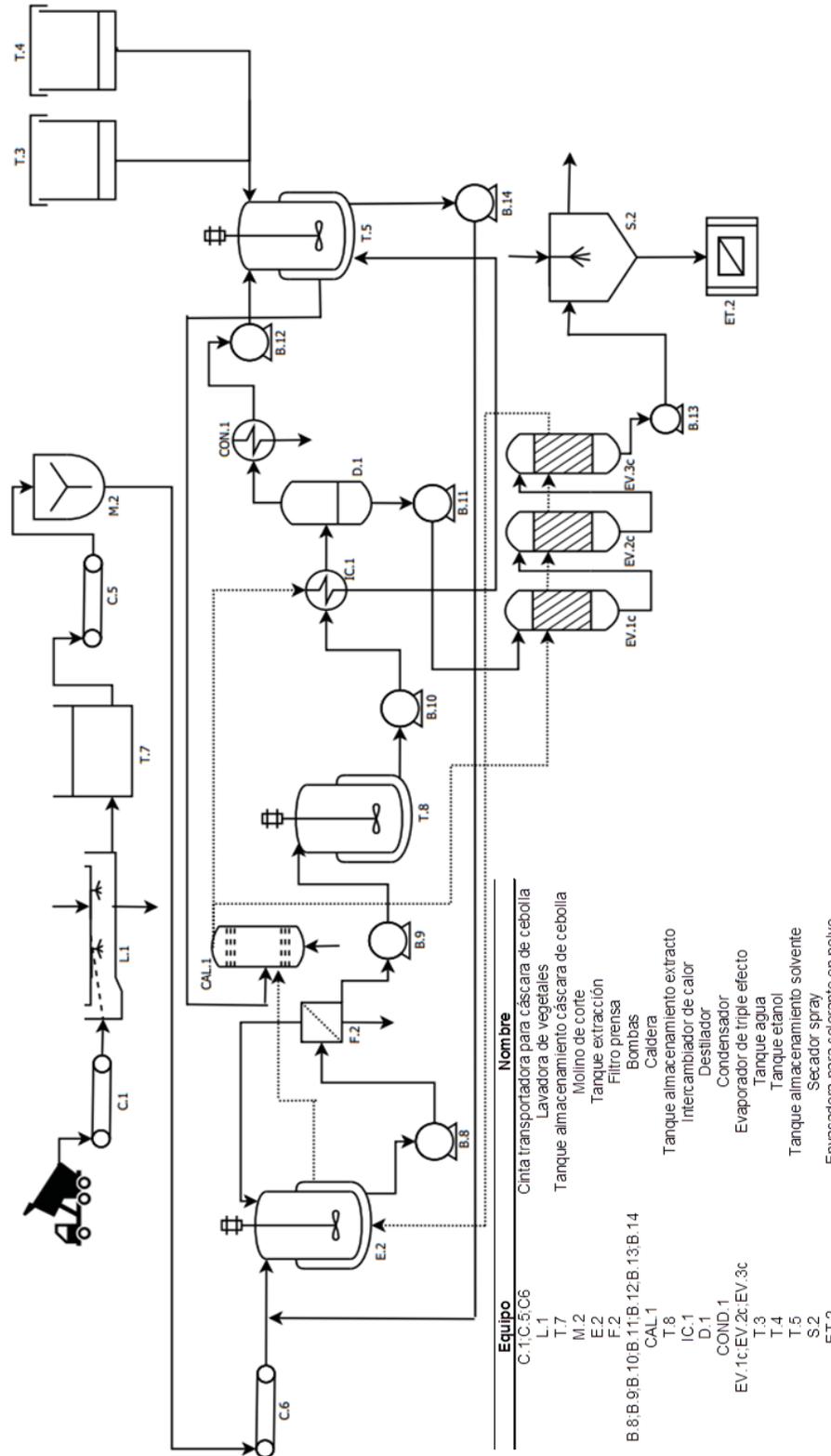


Figura 3.4: Diagrama de Flujo del proceso de obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla.

## REFERENCIAS

Berck, Z. 2013. Food Process Engineering and Technology. 2<sup>nd</sup> Edition. 720 pp. San Diego: Academic Press.

Bustinza, F., A. Caballero. 1948. Obtención de Rutina y Quercetina y contribución al estudio de sus propiedades antibacterianas. Laboratorio de fisiología vegetal. Jardín botánico de Madrid.

Couper, J. R., W. R. Penny, J. R. Fair and S. M. Walas. 2012. Chemical Process Equipment Selection and Design. 3<sup>rd</sup> Edition. 864 pp. Boston: Butterworth-Heinemann.

Chew, K., Khoo, M., Ng, S., Thoo, Y., WanAida, W. y Ho, C. (2011). Effect of ethanol concentration, extraction time and extraction temperature on the recovery of phenolic compounds and antioxidant capacity of Orthosiphonstamineusextracts. *International Food Research Journal*, 18, 1427-1435.

Dabas, D. 29 de Noviembre de 2011. Colored avocado seed extract with antioxidant, anti-carcinogenic and anti-inflammatory effects. Referido el 5 de Octubre de 2012. Disponible en: <http://www.foodscience.psu.edu>.

Devia, J., Saldarriaga, D. Proceso para obtener colorante a partir de la semilla del aguacate. Revista universidad EAFIT (en línea). Vol. 41. N° 137. 15 de septiembre de 2004. (Referido el 11 de junio del 2016). Disponible en: <http://publicaciones.eafit.edu.co/index.php/revista-universidadeafit/article/viewFile/836/745>

Fellows, P. 2000. Raw material preparation. Food processing technology principles and practice. Editorial CRC Press LLC. Boston. Second Edition pp. 83-85.

Geankoplis, C. 1998. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3<sup>ra</sup> Edición. 1023 pp. México, D.F.: Compañía Editorial Continental S.A.

Guerrero, D. 2011. Extracción y evaluación de un colorante natural a partir de la pepa de aguacate para el teñido de las fibras de algodón y poliéster. Universidad técnica de Ambato.

Macedo, E. 2000. Extracción de materias primas vegetales. In: Sharpin, N. (Ed.). Fundamentos de tecnología de productos Fitoterapéuticos. 1<sup>ra</sup> edición. Pp. 27-60. Santafé de Bogotá: Quebecor-Impreandes.

McCabe, W., J. Smith y P. Harriott. 2002. Operaciones unitarias en ingeniería química. 6<sup>ta</sup> Edición. 1217 pp. México, D.F.: Editorial McGraw-Hill.

McCabe, W., J. Smith y P. Harriott. 2007. Operaciones unitarias en ingeniería química. México: McGraw-Hill Interamericana Editores.

Onal, A. 1995. Extraction of dyestuff from onion (*allium cepa* L.) and its application in the dyeing of wool, feathered-leather and cotton. Faculty of arts and sciences, Department of chemistry, Gaziosmanpasa University, Turkey.

Phisut, N. (2012). Spray drying technique of fruit juice powder: some factors influencing the properties of product. *International Food Research Journal*, 4, 1297-1306.

Pinelo, M., Del Fabbro, P., Marzocco, L., Nuñez, M. J., y Vicoli, M. C. (2005). Optimization of continuous phenol extraction from *Vitis vinífera* byproducts. *Food Chemistry*, 92, 101-117.

Timberlake, P. H. 1980. Supplementary Studies on the Systematics of the Genus *Perdita* (Hymenoptera, Andrenidae), pt. 2. University of California Publications in Entomology, vol. 85.

Towler, G. and R. Sinnott. 2013. Chemical Engineering Design. 2nd Edition. 1320 pp. Boston: Butterworth-Heinemann.

## CAPÍTULO 4

# DETERMINACIÓN DE CONDICIONES PARA LA EXTRACCIÓN DE PIGMENTOS

Producto de la falta de información existente, el objetivo de este trabajo es la determinación de las mejores condiciones de operación para la extracción de pigmentos a partir de hueso de palta y cáscara de cebolla.

### 4.1 ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS

Según Dabas (2011), cuando el hueso de palta se muele mezclado con agua y se incuba en presencia de aire, genera una coloración anaranjada. Esta coloración se debe principalmente a la presencia de la enzima PPO y de antocianinas presentes en el hueso. Mientras que Trujillo y López (2010) observaron que se logra la tinción de telas mediante la extracción de pigmentos desde cáscara de cebolla y cuyo principal pigmento es un flavonoide llamado quercetina el cual genera una coloración marrón.

Los solventes empleados en la extracción de flavonoides son muy variados y pueden ser desde muy polares como el agua y etanol para glicósidos o agliconas muy hidroxiladas, hasta menos polares como éter y cloroformo para flavonas altamente metoxiladas. Generalmente los flavonoides se pueden extraer con etanol al 50-70 % o metanol al 80 %, sin embargo se debe tomar en cuenta que el método de extracción depende de la textura y contenido de agua en la materia prima, así como de la sustancia a extraer (Trujillo y López, 2010; Cano *et al*, 2008).

### 4.2 MATERIALES Y MÉTODOS

**Reactivos:** Hueso de palta (*Persea americana*) variedad Hass, etanol puro (97%) y agua destilada.

**Equipos:** Matraces Erlenmeyer 250 y 500 mL, placas agitadoras, baño termo regulador, filtro a vacío, tubos de ensayo, licuadora, capachos metálicos, micropipetas, balanzas analíticas, espectrofotómetro, desecadoras.

Se realizaron distintas extracciones, en las cuales se varió: tiempo de oxidación (sólo para cuesco de palta) solvente a utilizar, razón sólido/solvente, tiempo y temperatura de extracción y se estudió su efecto sobre el rendimiento de extracción de pigmentos, expresado en dos parámetros: cantidad de sólidos solubles (SS) en extracto e intensidad de color o absorbancia del extracto (A). Se midió SS mediante diferencia de peso e intensidad de color mediante absorbancia con espectrofotómetro, también se determinó la longitud de onda de luz a la cual hay máximo de absorción y el rango lineal de absorbancia (curva patrón).

Para esto se lavó y molió la materia prima, se estableció la masa de materia prima molida a utilizar en 10 [g], esta masa se llevó a extracción con solvente y posteriormente se filtró a vacío (Devia y Saldarriaga, 2004; Dabas, 2011).

#### **4.2.1 Efecto del tiempo de oxidación sobre la extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta**

Se tomó cuesco molido, y se dejó oxidar durante distintos tiempos de oxidación por exposición al aire. Luego la extracción se realizó con agua como solvente, a razón sólido/solvente 1/5 y 65 [°C], durante 30 minutos. Estas condiciones se fijaron ya que el solvente agua es de fácil obtención, manipulación y utilizable en alimentos, la razón 1/5 es la menor razón que permite una mezcla perfectamente agitada, una temperatura que no destruya moléculas orgánicas o pigmentos (Dabas, 2011) y un tiempo de extracción que permita obtener una solución coloreada concentrada (a simple vista). Se determinó que el mejor tiempo de oxidación es a los 10 [min] (véase sección 4.3.2).

#### **4.2.2 Efecto del tipo de solvente sobre la extracción de pigmentos**

Se estudió el efecto de tres tipos de solventes, etanol, agua destilada y solución hidroalcohólica al 50%, los cuales fueron seleccionados ya que se permite su utilización en la industria de alimentos y además son adecuados para las características de los

pigmentos presentes en el cuesco, como flavonoides. Se utilizó: tiempo oxidación de 10 [min], razón 1/5 y 1/20 para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente, 65 [°C] y 35 minutos de extracción (por las razones descritas en el punto anterior). Se determinó como mejor solvente, solución hidroalcohólica al 50% (véase sección 4.3.3).

#### **4.2.3 Efecto de la razón sólido/solvente sobre la extracción de pigmentos**

Se utilizó como solvente solución hidroalcohólica al 50% y 10 [min] de oxidación de cuesco (sólo para extracto de cuesco de palta), 35 [min] de extracción y 65 [°C] para ambas materias primas. Se consideraron tres posibles razones a utilizar: 1/5, 1/7 y 1/10 para cuesco de palta y 1/20, 1/25 y 1/30 para cáscara de cebolla. Estas razones se determinaron experimentalmente ya que son las menores razones que permiten obtener una solución perfectamente agitada. Determinándose mejor razón 1/5 y 1/20 para cuesco de palta y cáscara de cebolla (véase sección 4.3.4).

#### **4.2.4 Efecto de la temperatura sobre extracción de pigmentos**

Se utilizó solución hidroalcohólica al 50% como solvente, 10 [min] de oxidación de cuesco y razón 1/5 y 1/20 para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente y 35 [min] de extracción. Se consideraron tres posibles temperaturas, las cuales son menores a 79 [°C] (punto de ebullición de la solución hidroalcohólica al 50%), estas son: 65, 70 y 75 [°C], para ambas materias primas. Determinándose como mejor temperatura de extracción, 65 y 75 [°C] para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente (véase sección 4.3.5).

#### **4.2.5 Efecto del tiempo de extracción sobre la extracción de pigmentos**

Se utilizó solución hidroalcohólica al 50%, razón 1/5 y 1/20 y temperatura en: 65 y 75°C para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente. Además 10 minutos de oxidación para el cuesco de palta. Se tomaron muestras cada 5 minutos durante la etapa de extracción.

## 4.3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 4.3.1 Longitud de onda para medición de absorbancia y curva patrón

Se logró determinar el máximo de absorción de luz de los extractos, el cual corresponde a 472 [nm] y 421 [nm], para extracto de cuesco de palta y de cáscara de cebolla respectivamente, como se puede observar en la parte (a) de la figura 4.1 y 4.2, estos valores se utilizaron para todas las mediciones de absorbancia correspondientes. Además también se determinó el rango lineal para la medición de absorbancia de los extractos parte (B) de las figuras 4.1 y 4.2.

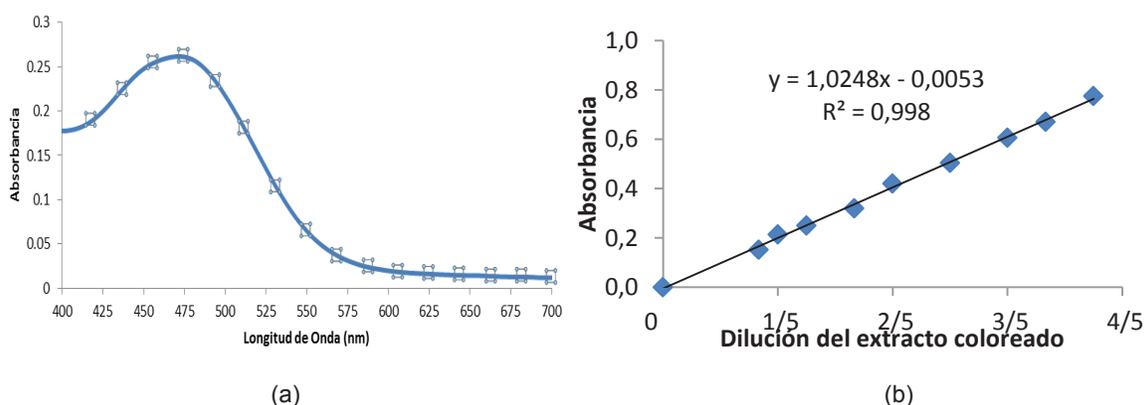


Figura 4.1: Determinación máximo de absorbancia (a) y curva patrón (b) para extracto de cuesco de palta.

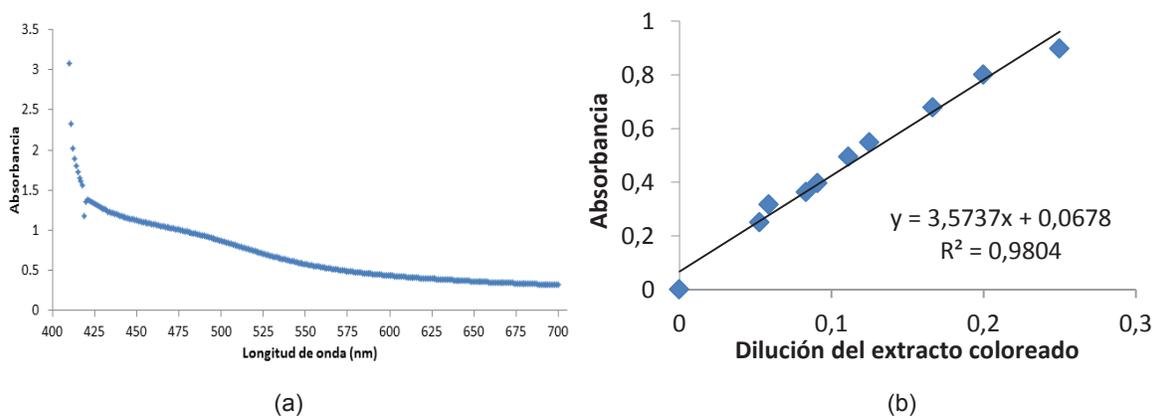


Figura 4.2: Determinación máximo de absorbancia (a) y curva patrón (b) para extracto cáscara de cebolla.

### 4.3.2 Efecto del tiempo de oxidación sobre la extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta

El resultado del efecto del tiempo de oxidación sobre el rendimiento de extracción de pigmentos se muestra en la figura 4.3.

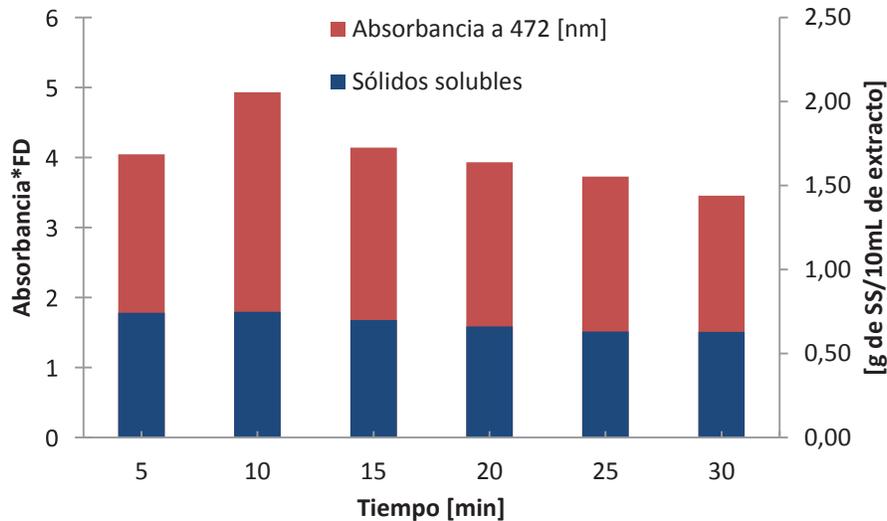


Figura 4.3: Efecto del tiempo de oxidación de cuesco molido de palta sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.

Como se puede observar, a medida que aumenta el tiempo de oxidación, la cantidad de sólidos solubles decae suavemente, a partir del minuto 10, pero en cambio la intensidad de color, decae rápidamente a partir del mismo tiempo, esto podría deberse a algún tipo de reacción desfavorable producida en el cuesco molido, por lo tanto debe ser estudiado con mayor profundidad.

Además a partir de la figura 4.3 se logró determinar el mejor tiempo de oxidación, el cual corresponde a 10 minutos, a este tiempo se obtiene mayor coloración (absorbancia) y mayor cantidad de sólidos solubles.

### 4.3.3 Efecto del tipo de solvente sobre la extracción de pigmentos

El resultado del efecto del de solvente sobre el rendimiento de extracción de pigmentos se muestra en la figura 4.4 y 4.5.

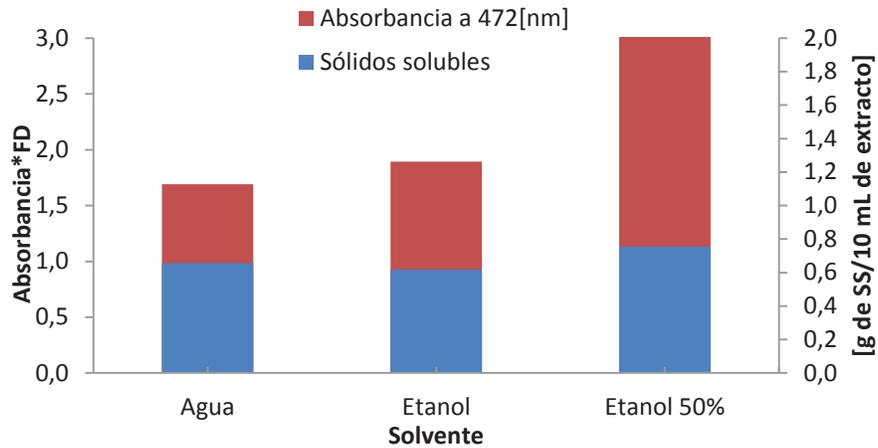


Figura 4.4: Efecto del tipo de solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuscú de palta.

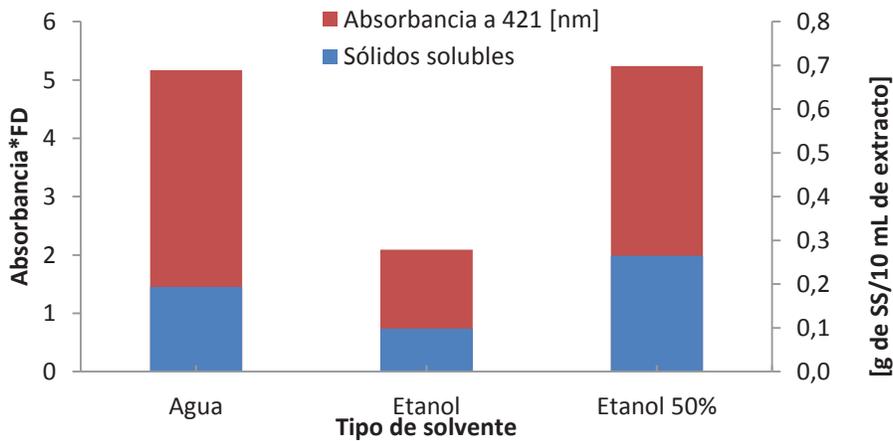


Figura 4.5: Efecto del tipo de solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla.

Como se puede observar de las figuras 4.4 y 4.5, con el solvente con el cual se obtiene mayor cantidad de sólidos solubles y mayor intensidad de color, es con etanol al 50%, para los extractos de ambas materias primas.

#### 4.3.4 Efecto de la razón sólido/solvente sobre la extracción de pigmentos

El resultado del efecto de la razón sólido/solvente sobre el rendimiento de extracción de pigmentos se muestra en la figura 4.6 y 4.7.

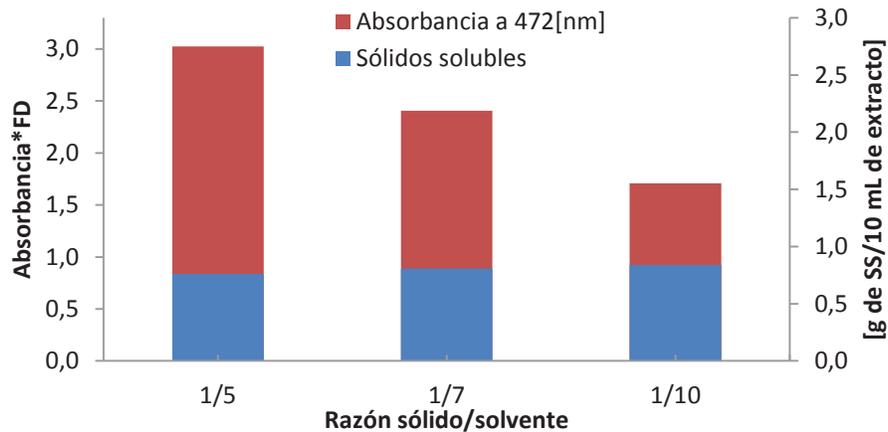


Figura 4.6: Efecto de la razón sólido/solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cuesco de palta.

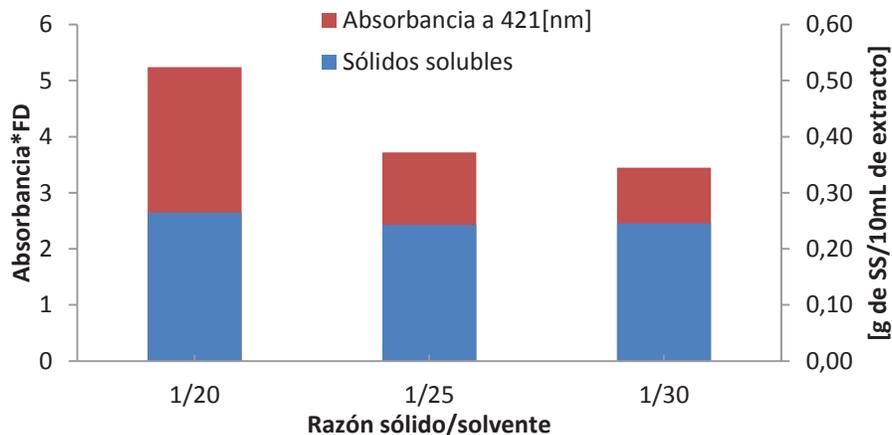


Figura 4.7: Efecto de la razón sólido/solvente sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla.

Para el caso de extracto de cuesco de palta como se ve en la figura 4.6, que la mayor intensidad de color se obtiene utilizando la razón 1/5 pero la mayor cantidad de sólidos solubles se obtiene con la razón 1/10, para este caso el parámetro de selección se basó en la capacidad colorante o sea la intensidad de color del extracto ya que no todos los sólidos solubles o lo extraído son pigmentos. Para el caso de extracto de cáscara de

cebolla se aprecia claramente en la figura 4.7 que la razón con la cual se obtiene mayor intensidad de color y sólidos solubles, es 1/20.

#### 4.3.5 Efecto de la temperatura sobre extracción de pigmentos

El resultado del efecto de la temperatura de extracción sobre el rendimiento de extracción de pigmentos se muestra en la figura 4.8 y 4.9.

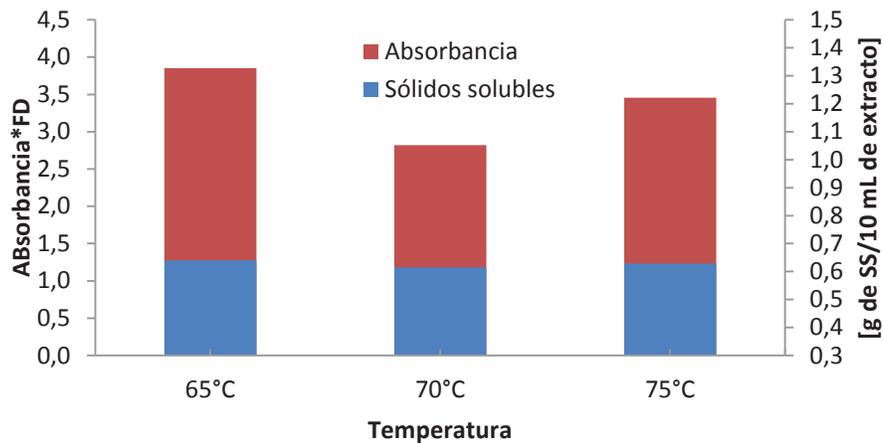


Figura 4.8: Efecto de la temperatura sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cueco de palta.

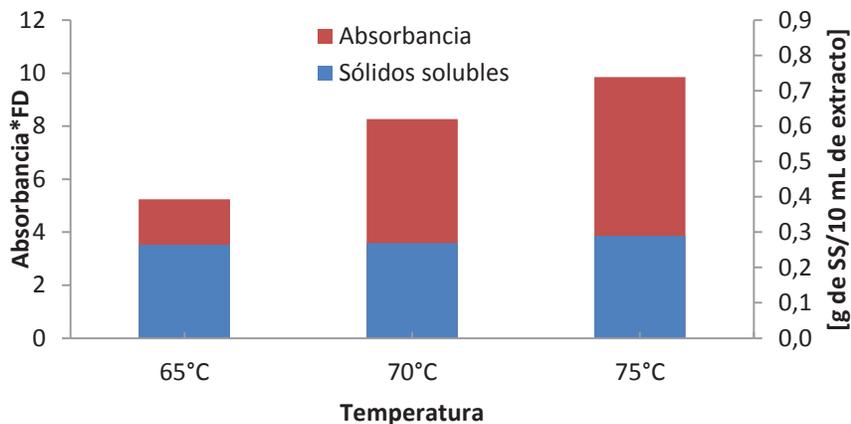


Figura 4.9: Efecto de la temperatura sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla.

Se puede observar en la figura 4.8 que a medida que aumenta la temperatura de 65 [°C] a 70 [°C] se pierde coloración y también disminuyen los sólidos solubles, a pesar de que

entre 70[°C] a 75[°C], estas variables aumentan. El máximo de intensidad de color y de cantidad de sólidos solubles se obtiene con una temperatura de 65[°C]. Para el caso de la figura 4.9 a medida que se aumenta la temperatura, aumenta tanto la intensidad de color como la cantidad de sólidos solubles teniendo su máximo a la temperatura de 75[°C].

#### 4.3.6 Efecto del tiempo de extracción sobre la extracción de pigmentos

El resultado del efecto del tiempo de extracción sobre el rendimiento de extracción de pigmentos se muestra en la figura 4.10 y 4.11.

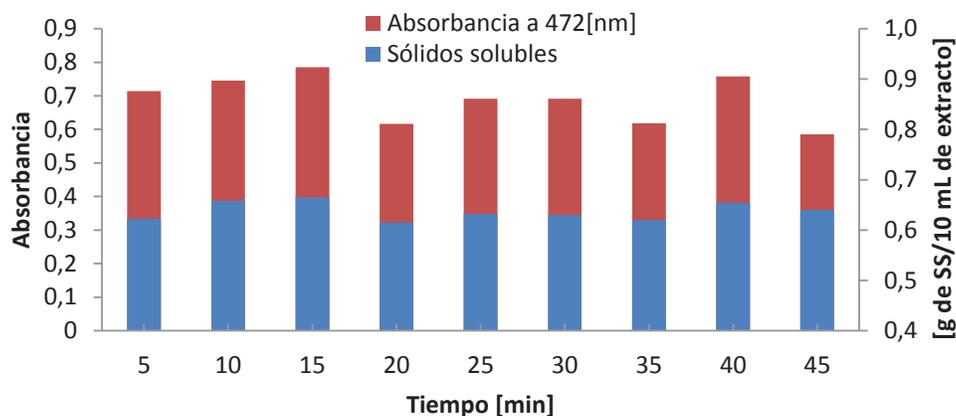


Figura 4.10: Efecto del tiempo de extracción sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cueco de palta.

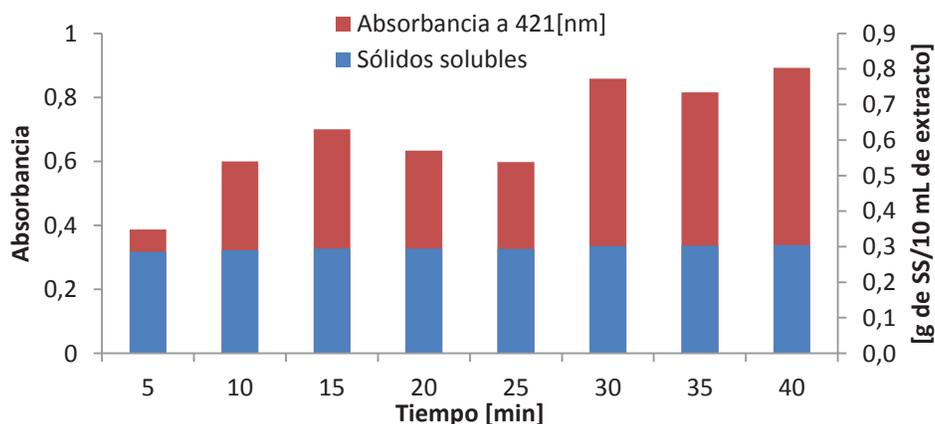


Figura 4.11: Efecto del tiempo de extracción sobre cantidad de sólidos solubles e intensidad de color de extracto de cáscara de cebolla.

Para la figura 4.10, se observa que el tiempo de extracción al que se obtiene mayor intensidad de color y mayor cantidad de sólidos solubles para extracto de cuesco de palta es a los 15 minutos. Y para extracto de cáscara de cebolla, la figura 4.11, se observa que el tiempo de extracción al que se obtiene mayor intensidad de color y mayor cantidad de sólidos solubles es a los 30 minutos.

#### 4.3.7 Determinación agua de lavado necesaria

Se determinó cuánta agua se necesita para lograr remover las impurezas presentes en ambas materias primas, cuantificando el agua ocupada en laboratorio. Por cada 10 [g] de cuesco de palta se requirió 20 [mL] de agua mientras que por cada 10 [g] de cáscara de cebolla se requirió de 50 [mL] de agua de lavado.

#### 4.3.8 Determinación de las mejores condiciones de extracción

Todos los resultados de todas las experiencias se analizaron mediante ANOVA para lograr determinar realmente cual fue la mejor condición. Los resultados de este análisis se resumen en la Tabla 4.1. En los anexos A, B, C y D, se muestra el análisis con mayor detalle.

Tabla 4.1: Parámetros óptimos para extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta y cáscara de cebolla.

<b>Parámetro</b>	<b>Valor para extracto de cuesco</b>	<b>Valor para extracto de cáscara</b>	<b>Unidad</b>
<b>Tiempo de oxidación</b>	10	-	[min]
<b>Solvente</b>	Etanol al 50%	Etanol al 50%	[mL etanol/mL solución]
<b>Razón sólido/solvente</b>	1/5	1/20	[g de cuesco molido/mL solvente]
<b>Tiempo de extracción</b>	15	30	[min]
<b>Temperatura</b>	65	75	[°C]

#### 4.3.9 Determinación del número lotes óptimos de extracción

Utilizando las condiciones de extracción encontradas, mostradas en la Tabla 4.1, se realizó la determinación de la cantidad de lotes óptimos para la extracción de pigmentos con ambas materias primas, los resultados se muestran en las figuras 4.12 y 4.13.

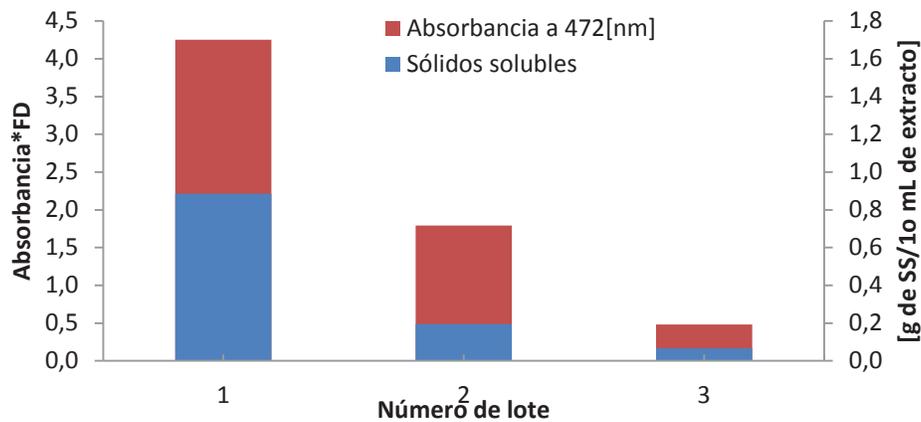


Figura 4.12: Cantidad de sólidos solubles e intensidad de color, obtenidos por lote de extracción para extracto de cueco de palta.

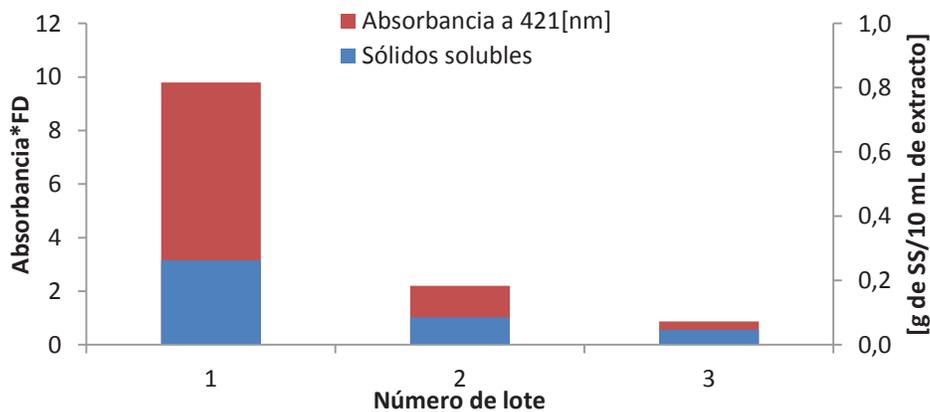


Figura 4.13: Cantidad de sólidos solubles e intensidad de color, obtenidos por lote de extracción para extracto de cáscara de cebolla.

#### 4.3.10 Determinación de la densidad del extracto

Tanto para extracto de cáscara de cebolla como extracto de cueco de palta, se midió el volumen y peso del extracto, arrojando una densidad de extracto de 894,5 [kg/m<sup>3</sup>], para ambos extractos.

#### **4.4 CONCLUSIÓN**

Se determinaron las condiciones óptimas de extracción con la ayuda del análisis de varianzas ANOVA. La Tabla 4.1 muestra los resultados del análisis para cada variable y por lo tanto, los valores a fijar para la extracción de pigmentos a partir de cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente.

Con el uso de estas condiciones óptimas se logra extraer cerca del 90% de los pigmentos presentes en ambas materias primas, suponiendo que el total de sólidos solubles presentes en las muestras de cuesco de palta como de cáscara de cebolla, corresponde a la suma de los sólidos solubles extraídos por los tres lotes realizados respectivamente.

## REFERENCIAS

Bustinza, F., A. Caballero. 1948. Obtención de Rutina y Quercetina y contribución al estudio de sus propiedades antibacterianas. Laboratorio de fisiología vegetal. Jardín botánico de Madrid.

Canavos, G. 1988. Probabilidad y estadística, aplicaciones y métodos. Primera Edición 668pp, México, D.F.: Editorial McGraw-Hill.

Cano, T., E. Cano, M. Mérida, E. Lemus, T. Morán, M. Barrientos, C. Ortíz. 2008. Evaluación de la capacidad tintórea de los tintes naturales obtenidos de los desechos agroindustriales del coco y del aguacate en el proceso de tinción de fibras naturales utilizadas en la elaboración de artesanías equipo de investigación. Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.

Chew, K., M. Khoo, S. Thoo, Y. WanAida,W. and C. Ho. 2011. Effect of ethanol concentration, extraction time and extraction temperature on the recovery of phenolic compounds and antioxidant capacity of *Orthosiphon stamineus* extracts. *International Food Research Journal*, 18, 1427-1435.

Dabas, D. 29 de Noviembre de 2011. Colored avocado seed extract with antioxidant, anti-carcinogenic and anti-inflammatory effects. Referido el 5 de Octubre de 2012. Disponible en: <http://www.foodscience.psu.edu>

Dabas, D., R. Elias, J. Lambert and G. Ziegler. 2011. Colored Avocado seeds extract as potential natural colorant. *Journal of food science*. Vol. 76, N° 9, Food Chemistry.

Devia, J., D.Saldarriaga. Proceso para obtener colorante a partir de la semilla del aguacate. *Revista universidad EAFIT* (en línea). Vol. 41. N° 137. 15 de septiembre de 2004. (Referido el 11 de junio del 2016). Disponible en: <http://publicaciones.eafit.edu.co/index.php/revista-universidadeafit/article/viewFile/836/745>

Gaviria, M., M. Mejía. 2012. Evaluación de la extracción de colorantes de la semilla del aguacate como negocio para la región Antioqueña. Escuela de ingeniería de Atioquia.

López, W., Trujillo, S. 2010. Obtención de colorantes naturales a partir de cascara *Allium* cepa (cebolla blanca y morada) y raíz de *Beta Vulgaris* (remolacha) para su aplicación en la industria textil. Referido el 10 de junio de 2016. Disponible en: <http://ri.ues.edu.sv/474/1/10136187.pdf>

## **CAPÍTULO 5**

### **BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**

Los balances de materia y energía son una herramienta importante para contabilizar los flujos entre un determinado proceso y las distintas operaciones que lo integran, permitiendo conocer los caudales máxicos de todas las corrientes, además de las necesidades energéticas, que en último término se traducen en requerimientos de servicios tales como vapor o refrigeración y por último permiten el estudio de la viabilidad del proceso ya que es por medio de estos que se obtiene la información necesaria para proceder al dimensionamiento de los equipos y la estimación de las necesidades de servicios.

De acuerdo a los diagramas de flujo del capítulo 3, síntesis y selección de proceso, se procederá a realizar los balances de masa y energía, cada uno de ellos analizados por etapa, definiéndose como FP los flujos a partir de cuesco de palta y FC los flujos a partir de cáscara de cebolla, seguido de un número como subíndice haciendo alusión al número de la corriente y en algunos casos con el tipo de compuesto presente.

A consecuencia de que la planta está proyectada a 10 años se puede contemplar que inicialmente estará operando a una capacidad sobredimensionada debido a que los cálculos se encuentran estimados para tal proyección.

#### **5.1 BALANCE DE MASA CUESCO DE PALTA**

##### **5.1.1 Lavado del cuesco de palta**

Para el año 2026, se estimó en el capítulo 2, sección 2.7 capacidad de la planta, que Avomex sería capaz de generar 3.122 [ton/año] de cuesco de palta, o sea 16,61 [ton/d] por los 9 meses de producción, considerándose esta como la corriente de entrada del proceso, FP<sub>1</sub>.

La situación mencionada anteriormente se observa en la figura 5.1.

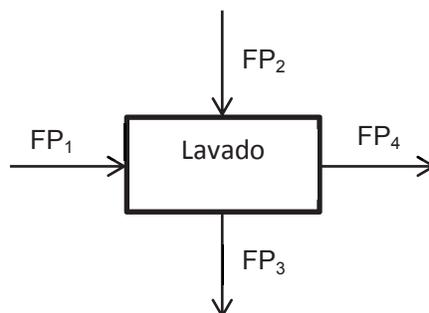


Figura 5.1: Diagrama de bloques etapa de lavado del cuesco de palta.

- Balance global etapa de lavado del cuesco de palta

Se estimó que el agua que sale de la etapa de lavado,  $FP_3$  es igual al agua que ingresa  $FP_2$ , ya que se desprecian los sólidos arrastrados por el agua sucia. La cantidad de agua requerida de agua de lavado se determinó en el capítulo 4, sección 4.3.7 y corresponde a 2 [kg de agua/kg de cuesco], considerando que el agua tiene una densidad de 1000 [kg/m<sup>3</sup>], luego el flujo másico de  $FP_2$  y  $FP_3$  es:

$$FP_2 = FP_3 = FP_1 * 2 = 33,21 \left[ \frac{\text{ton agua}}{d} \right]$$

Por lo tanto se determina que la corriente de entrada  $FP_1$  es igual a la corriente de salida,  $FP_4$ .

$$FP_1 = FP_4 = 16,61 \left[ \frac{\text{ton}}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.1.

Tabla 5.1: Balance de masa global en operación de lavado del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
$FP_1$	Cuesco con residuos	16,61
$FP_2$	Agua de lavado	33,21
$FP_3$	Agua descartada	33,21
$FP_4$	Cuesco lavado	16,61

### 5.1.2 Molienda

En esta etapa existe una corriente de entrada,  $FP_4$ , correspondiente al proceso anterior y una corriente de salida que corresponde a  $FP_5$ . La situación descrita anteriormente se puede observar mediante la figura 5.2.



Figura 5.2: Diagrama de bloques etapa de molienda del cuesco de palta.

- Balance global etapa de molienda del cuesco de palta

La masa de cuesco molido perdido durante esta etapa se considera despreciable. Por lo tanto:

$$FP_5 = FP_4 = 16,61 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, el balance de masa queda representado por los valores de la Tabla 5.2.

Tabla 5.2: Balance de masa global en molienda del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
$FP_5$	Cuesco molido	16,61

### 5.1.3 Oxidación



Figura 5.3: Diagrama de bloques etapa de oxidación del cuesco de palta.

- Balance global etapa de oxidación del cuesco de palta

En esta etapa existe una corriente de entrada  $FP_5$ , que corresponde a cuesco molido y una corriente de salida que corresponde a cuesco molido oxidado. La masa de ambas corrientes son iguales, ya que no se consideró pérdidas al momento de la oxidación, por lo tanto:

$$FP_6 = FP_5 = 16,61 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, el balance de masa queda representado por los valores de la Tabla 5.3.

Tabla 5.3: Balance de masa global en oxidación del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
$FP_6$	Cuesco molido oxidado	16,61

#### 5.1.4 Primera extracción

En esta etapa existen dos corrientes de entrada y una de salida.  $FP_6$  corresponde al cuesco molido oxidado proveniente de la etapa anterior.  $FP_7$  corresponde al solvente (mezcla etanol-agua) y  $FP_8$  que corresponde a la corriente de salida de la etapa de extracción. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.4.

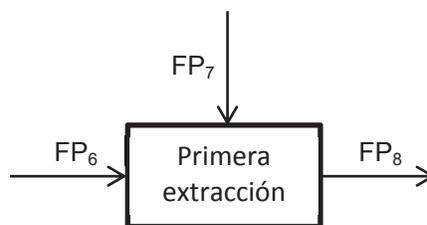


Figura 5.4: Diagrama de bloques etapa de primera extracción del cuesco de palta.

- Balance global etapa de primera extracción del cuesco de palta

Como se mencionó en el capítulo 4, sección 4.3.4, la mejor razón sólido-solvente de extracción es 1/5 (razón másica/volumétrica), por lo tanto si se considera la densidad del etanol como  $789 \text{ [kg/m}^3\text{]}$ , se puede calcular la densidad de la mezcla (capítulo 4, sección 4.3.10) de modo de obtener los flujos másicos necesarios para el proceso. Entonces:

$$FP_7 = 5 * FP_6 * \frac{\varphi_{mezcla}}{1000} = 74,27 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_8 = FP_6 + FP_7 = 90,88 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al cuesco agotado y masa de sólidos solubles

Se consideran dos tipos de sólidos, llamados sólidos solubles (SS) y la masa de cuesco agotado (CA).

En la corriente  $FP_8$  se encuentra el flujo másico del cuesco agotado húmedo,  $FP_{8CA}$ , y la masa de sólidos solubles correspondiente a,  $FP_{8SS}$ , este último con una concentración 0,01 [ton/m<sup>3</sup>], determinado en el anexo E, Tabla E.1. Por lo tanto  $FP_{8SS}$  corresponde a:

$$FP_{8SS} = FP_6 * 5 * 0,01 * 2 = 1,66 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

En el caso de la corriente  $FP_{8CA}$ , se determina por diferencia que:

$$FP_{8CA} = FP_6 - FP_{8SS} = 14,95 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de primera extracción del cuesco de palta

La cantidad de agua en la corriente de entrada corresponde a la mitad (en términos volumétricos) que existe de solvente en la corriente  $FP_6$ .

$$FP_{7agua} = \frac{FP_6 * \varphi_{agua}}{2} = FP_{8agua} = 28,91 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa de primera extracción del cuesco de palta

$$FP_{7etanol} = \frac{FP_6 * \varphi_{etanol}}{2} = FP_{8etanol} = 32,76 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.4.

Tabla 5.4: Balance de masa global y por componente en primera extracción del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
FP <sub>7</sub>	Solvente etanol–agua	74,27
FP <sub>7agua</sub>	Agua en FP <sub>7</sub>	41,52
FP <sub>7etanol</sub>	Etanol en FP <sub>7</sub>	32,76
FP <sub>8</sub>	Salida de sólidos 1 <sup>a</sup> extracción	90,88
FP <sub>8CA</sub>	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>8</sub>	14,95
FP <sub>8SS</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>8</sub>	1,66
FP <sub>8agua</sub>	Agua en FP <sub>8</sub>	41,51
FP <sub>8etanol</sub>	Etanol en FP <sub>8</sub>	32,76

### 5.1.5 Primera separación

En esta etapa existe una corriente de entrada y dos de salida. FP<sub>8</sub> corresponde a la salida de sólidos con el solvente proveniente de la etapa anterior. FP<sub>9</sub> corresponde al extracto, mientras que FP<sub>10</sub> hace referencia al cuesco agotado que se someterá a una segunda extracción. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.5.

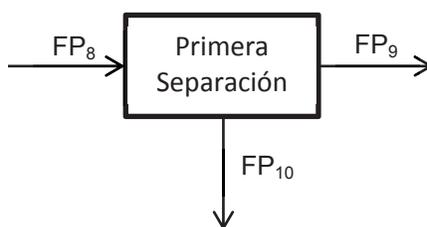


Figura 5.5: Diagrama de bloques etapa de primera separación del cuesco de palta.

- Balance global etapa primera separación del cuesco de palta

De acuerdo al anexo E, Tabla E.1, se determinó que el extracto, FP<sub>9</sub>, contiene 89,33% del solvente etanol–agua que hay en FP<sub>7</sub>, y al 77,29% de sólido disuelto recuperado (en peso) desde FP<sub>8SS</sub>.

$$FP_9 = 0,8933 * FP_7 + 0,7729 * FP_{8SS} = 67,63 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Mientras que  $FP_{10}$  corresponde a la diferencia de las corrientes  $FP_8$  y  $FP_9$ .

$$FP_{10} = FP_8 - FP_9 = 23,25 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al cuesco agotado y masa de sólidos solubles

La cantidad de cuesco agotado presente en la etapa se encuentra solo en la corriente de entrada  $FP_8$  y de salida,  $FP_{10}$ . Por lo tanto se entiende que ambos flujos son iguales.

$$FP_{10CA} = FP_{8CA} = 14,95 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Mientras que la cantidad de sólidos solubles se encuentra en  $FP_{9SS}$  y  $FP_{10SS}$ . Para el caso de  $FP_{9SS}$  se determinó en el anexo E, Tabla E.1 que los sólidos solubles recuperados en el segundo lote corresponden a 77,29% del total de  $FP_{8SS}$ .

$$FP_{9SS} = 0,7729 * FP_{8SS} = 1,28 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Y por diferencia se tiene que:

$$FP_{10SS} = \left( \frac{100 - 77,29}{100} \right) * FP_{8SS} = 0,38 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa primera separación del cuesco de palta

La cantidad de agua en esta etapa, se encuentra presente en todas las corrientes que involucran a esta.

$$FP_{9agua} = 0,8933 * FP_{8agua} = 37,09 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{10agua} = \left( \frac{100 - 89,33}{100} \right) * FP_{8agua} = 4,43 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa primera separación del cuesco de palta

La cantidad de etanol presente se representa por  $FP_{9etanol}$  y  $FP_{10etanol}$ .

$$FP_{9etanol} = 0,8933 * FP_{8etanol} = 29,26 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{10etanol} = \left( \frac{100 - 89,33}{100} \right) * FP_{8etanol} = 3,50 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.5.

Tabla 5.5: Balance de masa global y por componente en primera separación del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
<b>FP<sub>9</sub></b>	Extracto	67,63
<b>FP<sub>9SS</sub></b>	Sólidos solubles en FP <sub>9</sub>	1,28
<b>FP<sub>9agua</sub></b>	Agua en FP <sub>9</sub>	37,09
<b>FP<sub>9etanol</sub></b>	Etanol en FP <sub>9</sub>	29,26
<b>FP<sub>10</sub></b>	Salida cuesco agotado 1 <sup>a</sup> separación	23,25
<b>FP<sub>10CA</sub></b>	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>10</sub>	14,95
<b>F<sub>10SS</sub></b>	Sólidos solubles en FP <sub>10</sub>	0,38
<b>FP<sub>10agua</sub></b>	Agua en FP <sub>10</sub>	4,43
<b>FP<sub>10etanol</sub></b>	Etanol en FP <sub>10</sub>	3,50

### 5.1.6 Segunda extracción

En esta etapa existen dos corrientes de entrada y una de salida.  $FP_{10}$  corresponde a la salida de la etapa anterior.  $FP_{11}$  corresponde al solvente (mezcla etanol-agua) y finalmente,  $FP_{12}$  que corresponde a la salida de la segunda extracción en la cual se encuentra el cuesco agotado con la solución colorante.

La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.6.

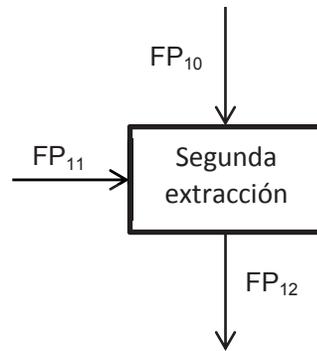


Figura 5.6: Diagrama de bloques etapa de segunda extracción del cuesco de palta.

- Balance global etapa de segunda extracción del cuesco de palta

En efecto a la relación sólido/solvente mencionada en la primera extracción, en  $FP_{11}$ , la cantidad de solvente que ingresa es:

$$FP_{11} = FP_7 = 74,27 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{12} = FP_{10} + FP_{11} = 97,52 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al cuesco agotado y masa de sólidos solubles

El cuesco agotado y los sólidos solubles se encuentran en la corriente de entrada  $FP_{10}$  y en la corriente de salida  $FP_{12}$ , por lo tanto ambas corrientes son iguales.

$$FP_{12CA} = FP_{10CA} = 14,95 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{12SS} = FP_{10SS} = 0,38 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de segunda extracción del cuesco de palta

$$FP_{12agua} = \frac{5 * FP_6 * \varphi_{agua}}{1000 * 2} + FP_{10agua} = 45,95 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa de segunda extracción del cuesco de palta

La cantidad de etanol presente en la segunda extracción se ajusta a:

$$FP_{12etanol} = \frac{5 * FP * \varphi_{etanol}}{1000 * 2} + FP_{10etanol} = 36,25 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.6.

Tabla 5.6: Balance de masa global y por componente en segunda extracción del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
FP <sub>11</sub>	Solvente etanol-agua	74,27
FP <sub>12</sub>	Salida de sólidos 2 <sup>a</sup> extracción	97,52
FP <sub>12CA</sub>	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>12</sub>	14,95
FP <sub>12ss</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>12</sub>	0,38
FP <sub>12agua</sub>	Agua en FP <sub>12</sub>	45,95
FP <sub>12etanol</sub>	Etanol en FP <sub>12</sub>	36,25

### 5.1.7 Segunda separación

En esta etapa existe una corriente de entrada y dos de salida. FP<sub>12</sub> corresponde a la corriente de salida de la etapa anterior. FP<sub>14</sub> corresponde a la solución colorante de la segunda extracción y por último FP<sub>13</sub> corresponde al cuesco agotado que se elimina del proceso. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.7.

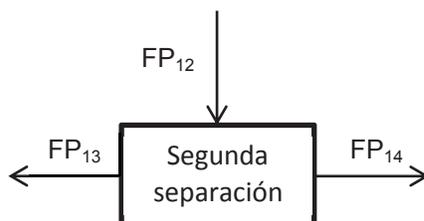


Figura 5.7: Diagrama de bloques etapa de segunda separación del cuesco de palta.

- Balance global etapa de segunda separación del cuesco de palta

Para determinar el extracto de la segunda extracción, FP<sub>14</sub>, se mantiene el mismo porcentaje de solvente etanol-agua que se obtiene en la primera separación, más todo el sólido soluble que viene de FP<sub>12</sub>.

$$FP_{14} = 0,8933 * (FP_{12agua} + FP_{12etanol}) + FP_{12SS} = 73,80 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Mientras que para  $FP_{13}$  corresponde a la cantidad de solvente y sólido soluble que no quedó retenido en la corriente  $FP_{14}$  más todo el cuesco agotado proveniente de  $FP_{12}$  que se debe eliminar del proceso.

$$FP_{13} = FP_{12} - FP_{14} = 23,72 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al cuesco agotado y masa de sólidos solubles

La cantidad de cuesco agotado presente en la etapa se encuentra en la corriente de entrada  $FP_{12}$  y en la salida,  $FP_{13}$ .

$$FP_{13CA} = FP_{12CA} = 14,95 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Mientras que la cantidad de sólido soluble se encuentra en  $FP_{14SS}$ .

$$FP_{14SS} = FP_{12SS} = 0,38 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa segunda separación del cuesco de palta

La cantidad de agua se encuentra presente en todas las corrientes que involucran a esta etapa.

$$FP_{13agua} = \left( \frac{100 - 89,33}{100} \right) * FP_{12agua} = 4,90 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{14agua} = 0,8933 * FP_{12agua} = 41,04 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa segunda separación del cuesco de palta

La cantidad de etanol presente en las corrientes de la etapa se representa por  $FP_{12etanol}$ ,  $FP_{13etanol}$  y  $FP_{14etanol}$ .

$$FP_{13etanol} = \left(\frac{100 - 89,33}{100}\right) * FP_{12etanol} = 3,8769 \left[\frac{ton}{d}\right]$$

$$FP_{14etanol} = 0,8933 * FP_{12etanol} = 32,38 \left[\frac{ton}{d}\right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.7.

Tabla 5.7: Balance de masa global y por componente en segunda separación del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
<b>FP<sub>13</sub></b>	Cuesco agotado	23,72
<b>FP<sub>13CA</sub></b>	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>13</sub>	14,95
<b>FP<sub>13agua</sub></b>	Agua en FP <sub>13</sub>	4,90
<b>FP<sub>13etanol</sub></b>	Etanol en FP <sub>13</sub>	3,87
<b>FP<sub>14</sub></b>	Extracto	73,80
<b>FP<sub>14ss</sub></b>	Sólidos soluble en FP <sub>14</sub>	0,38
<b>FP<sub>14agua</sub></b>	Agua en FP <sub>14</sub>	41,04
<b>FP<sub>14etanol</sub></b>	Etanol en FP <sub>14</sub>	32,38

### 5.1.8 Destilación

En esta etapa hay una corriente de entrada y dos de salidas.  $FP_{15}$  corresponde a la corriente que resulta de la unión de los flujos  $FP_9$  y  $FP_{14}$ . Mientras que  $FP_{16}$  resulta ser la corriente de vapor de la destilación y  $FP_{19}$  la corriente líquida. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.8.

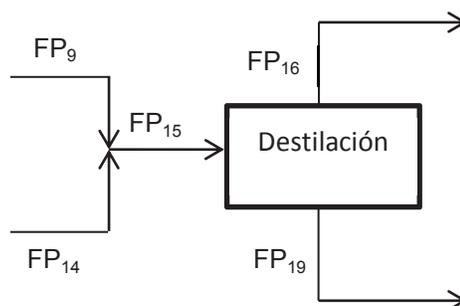


Figura 5.8: Diagrama de bloques etapa de destilación del cuesco de palta.

- Balance global etapa de destilación del cuesco de palta

Para determinar los flujos másicos y la temperatura de trabajo del destilador, se consideró la composición del etanol y del agua de la corriente  $FP_{15}$ . Los cuales fueron sometidos a la tabla de equilibrio para un sistema binario etanol–agua (véase anexo F, Tabla F.1).

De acuerdo al anexo F la temperatura optima de trabajo donde se logró recuperar la mayor cantidad de etanol y agua fue a  $93,5^{\circ}\text{C}$ , obteniéndose los siguientes flujos.

$$FP_{16} = 133,13 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{19} = 8,3 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

La cantidad de sólido soluble presente en esta etapa solo se encuentra en la corriente líquida del destilador, luego:

$$FP_{19SS} = FP_{15SS} = 1,66 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al agua etapa de destilación del cuesco de palta

Los flujos obtenidos a  $93,5^{\circ}\text{C}$  son:

$$FP_{16agua} = 71,89 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{19agua} = 6,24 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al etanol etapa de destilación del cuesco de palta

$$FP_{16\text{etanol}} = 61,24 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{19\text{etanol}} = 0,40 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.8.

Tabla 5.8: Balance de masa global y por componente en destilación del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
<b>FP<sub>16</sub></b>	Corriente de vapor	133,13
<b>FP<sub>16</sub>agua</b>	Agua en FP <sub>16</sub>	71,89
<b>FP<sub>16</sub>etanol</b>	Etanol en FP <sub>16</sub>	61,24
<b>FP<sub>19</sub></b>	Corriente líquida	8,3
<b>FP<sub>19</sub>ss</b>	Sólidos solubles en FP <sub>19</sub>	1,66
<b>FP<sub>19</sub>agua</b>	Agua en FP <sub>19</sub>	6,24
<b>FP<sub>19</sub>etanol</b>	Etanol en FP <sub>19</sub>	0,40

### 5.1.9 Tanque de almacenamiento de solvente

En esta etapa del proceso participan tres corrientes de entrada y dos de salida. FP<sub>16</sub> corresponde al flujo de salida de la etapa anterior. FP<sub>7</sub> y FP<sub>11</sub> resultan ser las corrientes de recirculación de solvente de la primera y segunda extracción respectivamente. FP<sub>17</sub> y FP<sub>18</sub> hacen referencia a la cantidad de agua y etanol fresco que debe ingresar a la etapa respectivamente para que la solución de solvente se encuentre a una concentración de 50% de etanol. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.9.

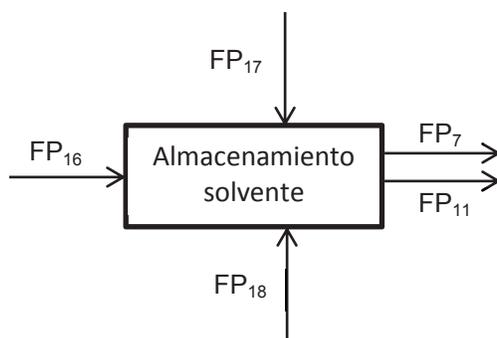


Figura 5.9: Diagrama de bloques etapa de tanque de almacenamiento de solvente del cuesco de palta.

- Balance global etapa de tanque de almacenamiento de solvente del cuesco de palta

$$FP_{17} = FP_{11agua} + FP_{7agua} - FP_{16agua} = 11,14 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{18} = FP_{11etanol} + FP_{7etanol} - FP_{16etanol} = 4,27 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.9.

Tabla 5.9: Balance de masa global tanque de almacenamiento de solvente del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
FP <sub>17</sub>	Agua fresca	11,14
FP <sub>18</sub>	Etanol fresco	4,27

### 5.1.10 Concentrado

La etapa de concentrado se representa por la figura 5.10, donde la corriente FP<sub>19</sub> contiene la corriente líquida de la etapa de destilación, FP<sub>20</sub> corresponde al solvente evaporado y FP<sub>21</sub>, corriente que se dirige a la última etapa para obtener el producto final.

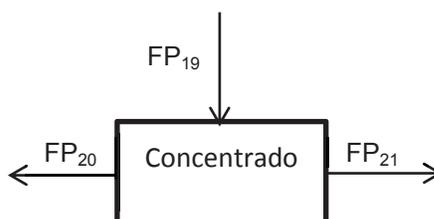


Figura 5.10: Diagrama de bloques etapa de concentrado del cuesco de palta.

- Balance global etapa de concentrado del cuesco de palta

De acuerdo a lo mencionado en el capítulo 3, síntesis y selección de proceso, se estimó que el concentrado será de un 50% de sólidos y además se consideró que la cantidad de etanol que ingresa al sistema es completamente evaporado.

$$FP_{20} = FP_{19} - \left( \frac{FP_{19SS} * 100}{50} \right) = 4,98 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

$$FP_{21} = FP_{19} - FP_{20} = 3,32 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

$$FP_{21\text{SS}} = FP_{19\text{SS}} = 1,66 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al agua etapa de concentrado del cuesco de palta

$$FP_{20\text{agua}} = FP_{20} - FP_{20\text{etanol}} = 4,58 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{21\text{agua}} = FP_{19\text{agua}} - FP_{20\text{agua}} = 1,66 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al etanol etapa de concentrado del cuesco de palta

$$FP_{20\text{etanol}} = FP_{19\text{etanol}} = 0,40 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.10.

Tabla 5.10: Balance de masa global y por componente en concentrado del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
<b>FP<sub>20</sub></b>	Corriente de salida concentrado	4,98
<b>FP<sub>20</sub>agua</b>	Agua en FP <sub>20</sub>	5,58
<b>FP<sub>20</sub>etanol</b>	Etanol en FP <sub>20</sub>	0,40
<b>FP<sub>21</sub></b>	Corriente concentrada	3,32
<b>FP<sub>21</sub>ss</b>	Sólidos solubles en FP <sub>21</sub>	1,66
<b>FP<sub>21</sub>agua</b>	Agua en FP <sub>21</sub>	1,66

### 5.1.11 Secado

Esta etapa tiene como corrientes de entradas el extracto concentrado, FP<sub>21</sub> y el aire caliente FP<sub>22</sub>; y dos corrientes de salidas correspondientes a aire húmedo FP<sub>23</sub> y extracto en polvo FP<sub>24</sub>.

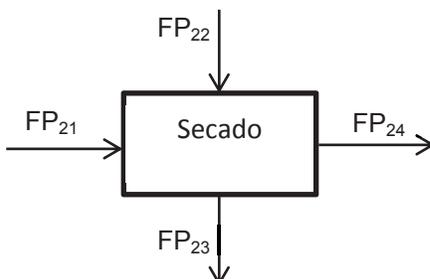


Figura 5.11: Diagrama de bloques etapa de secado del cuesco de palta.

- Balance global proceso de secado del cuesco de palta

La cantidad de aire a la entrada al secador y la cantidad de aire húmedo a la salida fue determinada y calculada en el capítulo 5, sección 5.3.5, por lo tanto, los resultados son:

$$FP_{22} = 15,15 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{23} = 16,99 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

Ya que el secado tiene como objetivo que el producto tenga una humedad final de un 4%, la corriente final de salida corresponde a:

$$FP_{24} = \left( \frac{FP_{21\text{agua}} * 100}{96} \right) = 1,73 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

$$FP_{24\text{SS}} = FP_{21\text{SS}} = 1,66 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al agua etapa de secado del cuesco de palta

$$FP_{24\text{agua}} = FP_{21\text{agua}} * 0,96 = 0,07 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

$$FP_{23\text{agua}} = FP_{21\text{agua}} - FP_{24\text{agua}} = 1,59 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.11.

Tabla 5.11: Balance de masa global y por componente en secado del cuesco de palta.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [ton/d]
FP <sub>22</sub>	Corriente aire de entrada	15,15
FP <sub>23</sub>	Corriente aire de salida	16,99
FP <sub>23agua</sub>	Agua en FP <sub>23</sub>	1,59
FP <sub>24</sub>	Producto final	1,73
FP <sub>24ss</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>24</sub>	1,66
FP <sub>24agua</sub>	Agua en FP <sub>24</sub>	0,07

## 5.2 BALANCE DE MASA CÁSCARA DE CEBOLLA

### 5.2.1 Lavado de la cáscara de cebolla

Para el año 2026, se estimó en el capítulo 2, sección 2.7, que la región de Valparaíso sería capaz de generar 51,5 [ton/año] de cáscara de cebolla de guarda, o sea 206 [kg/d], considerándose esta como la corriente de entrada del proceso, FC<sub>1</sub>. Situación que se observa en la figura 5.12.

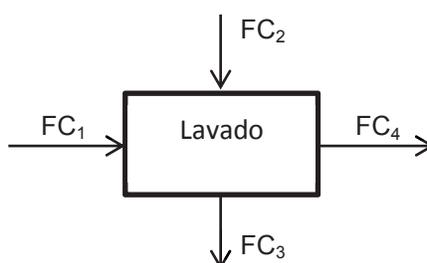


Figura 5.12: Diagrama de bloques etapa de lavado de la cáscara de cebolla.

- Balance global etapa de lavado de la cáscara de cebolla

Se determinó que la corriente de entrada FC<sub>1</sub> es igual a la corriente de salida, FC<sub>4</sub>, despreciándose la cantidad de agua que absorbe la cáscara de cebolla proveniente de la corriente FC<sub>2</sub>.

$$FC_1 = FC_4 = 206 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

El agua que sale del proceso de lavado  $FC_3$ , es igual al agua que ingresa  $FC_2$ , ya que se desprecian los sólidos arrastrados por el agua sucia. La cantidad de agua requerida de lavado se determinó en la sección 4.3.7 y corresponde a 0,5 [kg de agua/kg de cáscara]. Considerando que el agua tiene una densidad de 1000 [kg/m<sup>3</sup>], luego el flujo másico de  $FC_2$  y  $FC_3$  es:

$$FC_2 = FC_3 = FC_1 * 0,5 = 103 \left[ \frac{kg \text{ agua}}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.12.

Tabla 5.12: Balance de masa global en operación de lavado de la cáscara de la cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
$FC_1$	Cáscara de cebolla con residuos	206
$FC_2$	Agua de lavado	103
$FC_3$	Agua descartada	103
$FC_4$	cáscara de cebolla lavada	206

### 5.2.2 Molienda

En esta etapa existe una corriente de entrada correspondiente a  $FC_4$  y una de salida que corresponde a  $FC_5$ . La situación descrita anteriormente se puede observar mediante la figura 5.13.

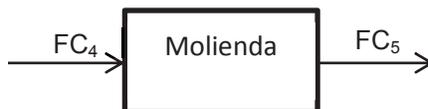


Figura 5.13: Diagrama de bloques etapa de molienda de la cáscara de cebolla.

- Balance global proceso de molienda de la cáscara de cebolla

La masa de cáscara de cebolla molida en esta etapa se considera despreciable. Por lo tanto:

$$FC_5 = FC_4 = 206 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.13.

Tabla 5.13: Balance de masa global en molienda de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
FC <sub>5</sub>	Cáscara de cebolla molida	206

### 5.2.3 Primera extracción

En esta etapa hay dos corrientes de entrada y una de salida. FC<sub>5</sub> corresponde a la cáscara molida proveniente de la etapa anterior. FC<sub>6</sub> es la corriente de solvente (mezcla etanol-agua) y finalmente FC<sub>7</sub> corresponde a la corriente de salida de la etapa de extracción. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.14.

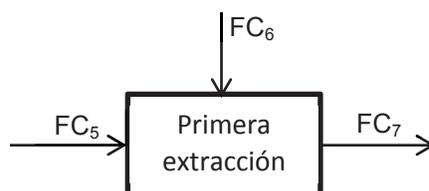


Figura 5.14: Diagrama de bloques etapa de primera extracción de la cáscara de cebolla.

- Balance global proceso de primera extracción de la cáscara de cebolla

Como se mencionó en el capítulo 4, sección 4.3.4, la mejor razón sólido-solvente de extracción es 1/20 (razón másica/volumétrica) y considerando la densidad de la mezcla (894,5 Kg/m<sup>3</sup>), se obtienen los flujos másicos de acuerdo a:

$$FC_6 = 20 * FC_5 * \varphi_{mezcla} = 3685,34 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_7 = FC_5 + FC_6 = 3891,34 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance a la cáscara agotada y masa de sólidos solubles

De la corriente FC<sub>7</sub> se consideran dos tipos de sólidos, el flujo másico de la cáscara agotada húmeda, FC<sub>7ca</sub>, y la masa de sólidos solubles correspondiente a, FC<sub>7SS</sub>, este último con una

concentración 0,03 [ton/m<sup>3</sup>], determinado en el anexo E, Tabla E.3. Por lo tanto,  $FC_{7SS}$  corresponde a:

$$FC_{7SS} = FC_5 * 20 * 0,03 * 2 * 1000 = 24,72 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

En el caso de la corriente  $FC_{7ca}$ , se determina por diferencia que:

$$FC_{7ca} = FC_5 - FC_{7SS} = 181,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de primera extracción de la cáscara de cebolla

La cantidad de agua presente en esta etapa corresponde a:

$$FC_{6agua} = \frac{FC_5 * \varphi_{agua}}{2} = FC_{7agua} = 2060 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa de primera extracción de la cáscara de cebolla

La cantidad de etanol presente en la primera extracción se ajusta a:

$$FC_{6etanol} = \frac{FC_5 * \varphi_{etanol}}{2} = FC_{7etanol} = 1625,34 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.14.

Tabla 5.14: Balance de masa global y por componente en primera extracción de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
$FC_6$	Solvente etanol-agua	3685,34
$FC_{6agua}$	Agua en $FC_6$	2060
$FC_{6etanol}$	Etanol en $FC_6$	1625,34
$FC_7$	Salida de sólidos 1ª extracción	3891,34
$FC_{7ca}$	Cáscara agotada húmeda en $FC_7$	181,28
$FC_{7SS}$	Sólidos solubles en $FC_7$	24,72
$FC_{7agua}$	Agua en $FC_7$	2060
$FC_{7etanol}$	Etanol en $FC_7$	1625,34

### 5.2.4 Primera separación

En esta etapa hay una corriente de entrada y dos de salida.  $FC_7$  corresponde a la cáscara de cebolla molida con el solvente proveniente de la etapa anterior.  $FC_8$  corresponde al extracto y finalmente  $FC_9$  hace referencia a la cáscara molida que se someterá a una segunda extracción. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.15.

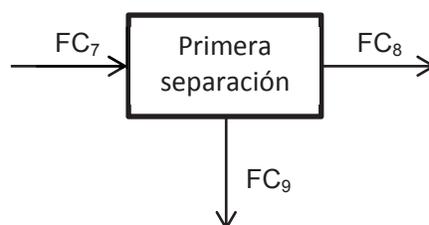


Figura 5.15: Diagrama de bloques etapa de primera separación de la cáscara de cebolla.

- Balance global etapa primera separación de la cáscara de cebolla

De acuerdo al anexo E, Tabla E.3, se determinó que el extracto,  $FC_8$ , contiene 81,94% del solvente etanol-agua que hay en  $FC_6$  y al 66,50% de sólido soluble recuperado  $FC_{7ss}$ .

$$FC_8 = 0,8194 * FC_6 + 0,665 * FC_{7ss} = 3036,21 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Mientras que  $FC_9$  corresponde a la diferencia de las corrientes  $FC_7$  y  $FC_8$ .

$$FC_9 = FC_7 - FC_8 = 855,13 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance a la cáscara agotada y masa de sólidos solubles

La cantidad de cáscara agotada presente en la etapa se encuentra solo en la corriente de entrada  $FC_7$  y de salida,  $FC_9$ . Por lo tanto ambos flujos son iguales.

$$FC_{9ca} = FC_{7ca} = 181,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Mientras que la cantidad de sólidos solubles se encuentra en  $FC_{8ss}$  y  $FC_{9ss}$ . Para el caso de  $FC_{8ss}$  se determinó en el anexo E, Tabla E.3 que los sólidos solubles recuperados en el segundo lote corresponden a 66,50% del total de  $FC_{7ss}$ .

$$FC_{8ss} = 0,665 * FC_{7ss} = 16,44 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{9ss} = \left( \frac{100 - 66,50}{100} \right) * FC_{7ss} = 8,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa primera separación de la cáscara de cebolla

La cantidad de agua se encuentra presente en todas las corrientes que involucran a esta etapa.

$$FC_{8agua} = 0,8194 * FC_{7agua} = 1687,96 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{9agua} = \left( \frac{100 - 81,94}{100} \right) * FC_{7agua} = 372,04 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa primera separación de la cáscara de cebolla

La cantidad de etanol presente, se representa por  $FC_{7etanol}$ ,  $FC_{8etanol}$  y  $FC_{9etanol}$ .

$$FC_{8etanol} = 0,8194 * FC_{7etanol} = 1331,80 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{9etanol} = \left( \frac{100 - 81,94}{100} \right) * FC_{7etanol} = 293,54 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.15.

Tabla 5.15: Balance de masa global y por componente en primera separación de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
$FC_8$	Extracto	3036,21
$FC_{8ss}$	Sólidos solubles en $FC_8$	16,44
$FC_{8agua}$	Agua en $FC_8$	1687,96
$FC_{8etanol}$	Etanol en $FC_8$	1331,80
$FC_9$	Salida cáscara agotada 1ª separación	855,13
$FC_{9ca}$	Cáscara agotada húmeda en $FC_9$	181,28
$FC_{9ss}$	Sólidos solubles en $FC_9$	8,28
$FC_{9agua}$	Agua en $FC_9$	372,04
$FC_{9etanol}$	Etanol en $FC_9$	293,54

### 5.2.5 Segunda extracción

En esta etapa existen dos corrientes de entrada y una de salida.  $FC_9$  corresponde a la salida de la etapa anterior.  $FC_{10}$  corresponde al solvente (mezcla etanol-agua) y finalmente,  $FC_{11}$  corresponde a la salida de la segunda extracción en la cual se encuentra la cáscara de cebolla agotada con la solución colorante. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.16.

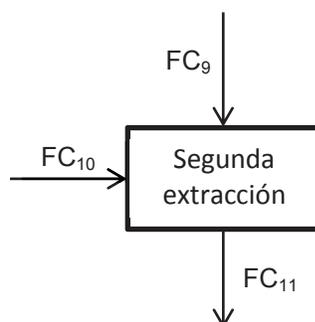


Figura 5.16: Diagrama de bloques etapa de segunda extracción de la cáscara de cebolla.

- Balance global proceso de segunda extracción de la cáscara de cebolla

La metodología para calcular los flujos másicos es idéntica al utilizado por el cuesco de la palta. Por lo tanto:

$$FC_{10} = FC_6 = 3685,34 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{11} = FC_9 + FC_{10} = 4540,47 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance a la cáscara agotada y masa de sólidos solubles

La cáscara agotada y los sólidos solubles solo se encuentran en la corriente de entrada  $FC_9$  y en la corriente de salida  $FC_{11}$ , por lo tanto, ambas corrientes son iguales.

$$FC_{11ca} = FC_{9ca} = 181,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{11SS} = FC_{9SS} = 8,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de segunda extracción de la cáscara de cebolla

La cantidad de agua presente en esta etapa corresponde a:

$$FC_{11agua} = \frac{20 * FC_5 * \varphi_{agua}}{1000 * 2} + FC_{9agua} = 2432,04 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa de segunda extracción de la cáscara de cebolla

La cantidad de etanol presente en la segunda extracción se ajusta a:

$$FC_{11etanol} = \frac{20 * FC_5 * \varphi_{etanol}}{1000 * 2} + FC_{9etanol} = 1918,88 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.16.

Tabla 5.16: Balance de masa global y por componente en segunda extracción de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
$FC_{10}$	Solvente etanol-agua	3685,34
$FC_{11}$	Salida de sólidos 2ª extracción	4540,47
$FC_{11ca}$	cáscara agotada húmeda en $FC_{11}$	181,28
$FC_{11ss}$	Sólidos solubles en $FC_{11}$	8,28
$FC_{11agua}$	Agua en $FC_{11}$	2432,04
$FC_{11etanol}$	Etanol en $FC_{11}$	1918,88

### 5.2.6 Segunda separación

En esta etapa hay una corriente de entrada y dos de salida.  $FC_{11}$  corresponde a la corriente de salida de la etapa anterior.  $FC_{13}$  corresponde a la solución colorante de la segunda extracción y por último  $FC_{12}$  corresponde a la cáscara agotada que se elimina del proceso. La situación descrita anteriormente se observa en la figura 5.17.

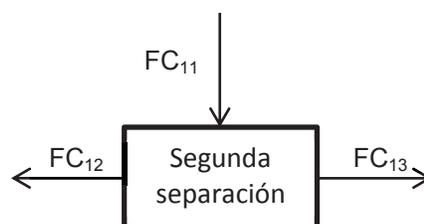


Figura 5.17: Diagrama de bloques etapa de segunda separación de la cáscara de cebolla.

- Balance global proceso de segunda separación de la cáscara de cebolla

Para determinar la solución colorante de la segunda extracción,  $FC_{13}$ , se mantiene el mismo porcentaje de solvente etanol-agua que se obtiene en la primera separación, más todo los sólidos solubles de  $FC_{11}$ .

$$FC_{13} = 0,8194 * (FC_{11agua} + FC_{11etanol}) + * FC_{11ss} = 3573,42 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Mientras que para  $FC_{12}$  corresponde a la cantidad de solvente y sólido soluble que no quedó retenido en la corriente  $FC_{13}$  más toda la cáscara agotada proveniente de  $FC_{11}$  que se debe eliminar del proceso.

$$FC_{12} = FC_{11} - FC_{13} = 967,05 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance a la cáscara agotada y masa de sólidos solubles

La cantidad de cáscara agotada presente en la etapa se encuentra solo en la corriente de entrada  $FC_{11}$  y de salida  $FC_{12}$ .

$$FC_{12ca} = FC_{11ca} = 181,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Mientras que la cantidad de sólidos solubles se encuentran en  $FC_{13ss}$ .

$$FC_{13ss} = 0,2162 * FC_{7ss} = 8,28 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa segunda separación de la cáscara de cebolla

La cantidad de agua, se encuentra presente en todas las corrientes que involucran a esta etapa.

$$FC_{12agua} = \left( \frac{100 - 81,94}{100} \right) * FC_{11agua} = 439,23 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{13agua} = 0,8194 * FC_{11agua} = 1992,81 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa segunda separación de la cáscara de cebolla

La cantidad de etanol presente en la corriente de la etapa se representa por  $FC_{11etanol}$ ,  $FC_{12etanol}$  y  $FC_{13etanol}$ .

$$FC_{12etanol} = \left( \frac{100 - 81,94}{100} \right) * FC_{11etanol} = 346,55 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{13\text{etanol}} = 0,8194 * FC_{11\text{etanol}} = 1572,33 \left[\frac{kg}{d}\right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.17.

Tabla 5.17: Balance de masa global y por componente en segunda separación de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
$FC_{12}$	Cáscara agotada	967,05
$FC_{12ca}$	Cáscara agotada húmeda en $FC_{12}$	181,28
$FC_{12\text{agua}}$	Agua en $FC_{12}$	439,23
$FC_{12\text{etanol}}$	Etanol en $FC_{12}$	346,55
$FC_{13}$	Extracto	3573,42
$FC_{13ss}$	Sólidos solubles en $FC_{13}$	8,28
$FC_{13\text{agua}}$	Agua en $FC_{13}$	1992,81
$FC_{13\text{etanol}}$	Etanol en $FC_{13}$	1572,33

## 5.2.7 Destilación

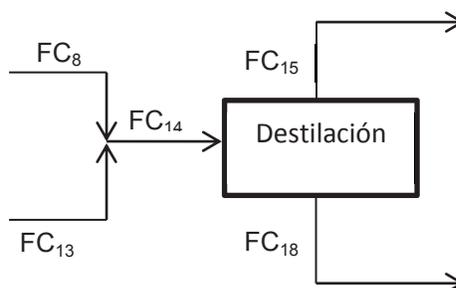


Figura 5.18: Diagrama de bloques etapa de destilación de la cáscara de cebolla.

- Balance global etapa de destilación de la cáscara de cebolla

Para determinar los flujos másicos y la temperatura de trabajo del destilador, se consideró el mismo método que para el proceso del cuesco de palta, obteniéndose de acuerdo al anexo F, la composición del etanol y del agua para la corriente de vapor  $FC_{15}$  y la corriente líquida  $FC_{18}$ .

De acuerdo al anexo F, Tabla F.2 la temperatura óptima del destilador para recuperar la mayor cantidad de etanol y agua es a  $93,5^{\circ}\text{C}$ , obteniéndose los siguientes flujos:

$$FC_{15} = 6272,59 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{18} = 337,03 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

La cantidad de sólidos solubles presente en esta etapa solo se encuentra en la corriente líquida del destilador, luego:

$$FC_{18SS} = FC_{14SS} = 24,72 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de destilación de la cáscara de cebolla

Los flujos obtenidos a 93,5°C son:

$$FC_{15agua} = 3387,20 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{18agua} = 293,57 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al etanol etapa de destilación de la cáscara de cebolla

$$FC_{15etanol} = 2885,39 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{18etanol} = 18,74 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.18.

Tabla 5.18: Balance de masa global y por componente en destilación de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
<b>FC<sub>15</sub></b>	Corriente de vapor	6272,59
<b>FC<sub>15agua</sub></b>	Agua en FC <sub>15</sub>	3387,20
<b>FC<sub>15etanol</sub></b>	Etanol en FC <sub>15</sub>	2885,39
<b>FC<sub>18</sub></b>	Corriente líquida	337,03
<b>FC<sub>18ss</sub></b>	Sólidos solubles en FC <sub>18</sub>	24,72
<b>FC<sub>18agua</sub></b>	Agua en FC <sub>18</sub>	293,57
<b>FC<sub>18etanol</sub></b>	Etanol en FC <sub>18</sub>	18,74

### 5.2.8 Tanque de almacenamiento de solvente

Esta etapa se representa por la figura 5.19, donde la corriente FC<sub>15</sub> proviene de la etapa anterior, FC<sub>6</sub> y FC<sub>10</sub> corresponden al solvente recirculado y FC<sub>16</sub> y FC<sub>17</sub>, corresponde a agua y etanol fresco respectivamente.

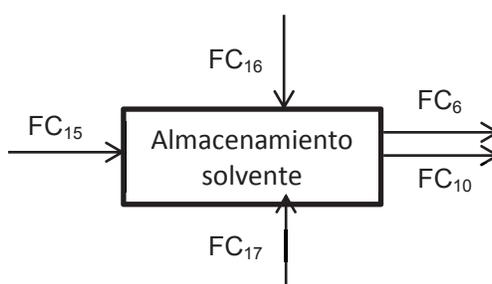


Figura 5.19: Diagrama de bloques etapa de tanque de almacenamiento de solvente de la cáscara de cebolla.

- Balance global etapa de tanque de almacenamiento de solvente de la cáscara de cebolla

$$FC_{16} = FC_{10agua} + FC_{6agua} - FC_{15agua} = 732,80 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{17} = FC_{10etanol} + FC_{6etanol} - FC_{15etanol} = 365,29 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.19.

Tabla 5.19: Balance de masa global tanque de almacenamiento de solvente de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
FC <sub>16</sub>	Agua fresca	732,80
FC <sub>17</sub>	Etanol fresco	365,29

### 5.2.9 Concentrado

La etapa de concentrado se representa por la figura 5.20, donde la corriente FC<sub>18</sub> contiene la corriente líquida de la etapa de destilación, FC<sub>19</sub> corresponde al solvente evaporado y FC<sub>20</sub>, corriente que se dirige a la última etapa.

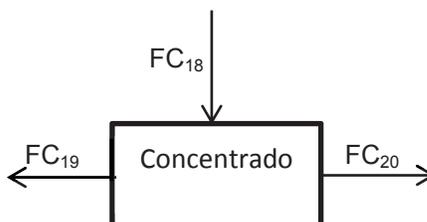


Figura 5.20: Diagrama de bloques etapa de concentrado de la cáscara de cebolla.

- Balance global proceso de concentrado de la cáscara de cebolla

Del mismo modo que la materia prima anterior, se estimó que el concentrado será de un 50% de sólidos y que el etanol es completamente evaporado, luego:

$$FC_{19} = FC_{18} - \left( \frac{FC_{18SS} * 100}{50} \right) = 287,59 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{20} = FC_{18} - FC_{19} = 49,44 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

$$FC_{20SS} = FC_{17SS} = 24,72 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de concentrado de la cáscara de cebolla

$$FC_{19\text{agua}} = FC_{19} - FC_{19\text{etanol}} = 268,85 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right]$$

$$FC_{20\text{agua}} = FC_{18\text{agua}} - FC_{19\text{agua}} = 24,72 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right]$$

- Balance al etanol etapa de concentrado de la cáscara de cebolla

$$FC_{19\text{etanol}} = FC_{18\text{etanol}} = 18,74 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.20.

Tabla 5.20: Balance de masa global y por componente en concentrado de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
<b>FC<sub>19</sub></b>	Corriente de salida concentrado	287,59
<b>FC<sub>19agua</sub></b>	Agua en FC <sub>19</sub>	268,85
<b>FC<sub>19etanol</sub></b>	Etanol en FC <sub>19</sub>	18,74
<b>FC<sub>20</sub></b>	Corriente concentrada	49,44
<b>FC<sub>20ss</sub></b>	Sólidos solubles en FC <sub>20</sub>	24,72
<b>FC<sub>20agua</sub></b>	Agua en FC <sub>20</sub>	24,72

### 5.2.10 Secado

Esta etapa tiene como corrientes de entrada, el extracto concentrado, FC<sub>20</sub> y el aire caliente FC<sub>21</sub>; y dos corrientes de salidas correspondientes a aire húmedo FC<sub>22</sub> y extracto en polvo FC<sub>23</sub>.

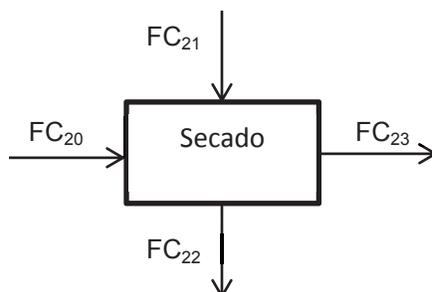


Figura 5.21: Diagrama de bloques etapa de secado de la cáscara de cebolla.

- Balance global etapa de secado de la cáscara de cebolla

La cantidad de aire a la entrada al secador y la cantidad de aire húmedo a la salida fue determinada y calculada en el capítulo 5, sección 5.4.5, por lo tanto, los resultados son:

$$FC_{21} = 1097,6 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{22} = 1139 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Ya que el secado tiene como objetivo que el producto tenga una humedad final de un 4%, la corriente final de salida corresponde a:

$$FC_{23} = \left( \frac{FC_{20agua} * 100}{96} \right) = 25,75 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance masa de sólidos solubles

Solo presente en  $FC_{23}$ .

$$FC_{23SS} = FC_{20SS} = 24,72 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

- Balance al agua etapa de secado de la cáscara de cebolla

$$FC_{23agua} = FC_{20agua} * 0,96 = 1,03 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

$$FC_{22agua} = FC_{20agua} - FC_{23agua} = 24,72 \left[ \frac{kg}{d} \right]$$

Finalmente, los balances de masa quedan representados por los valores de la Tabla 5.21.

Tabla 5.21: Balance de masa global y por componente en secado de la cáscara de cebolla.

Corriente	Contenido	Flujo Másico [kg/d]
FC <sub>21</sub>	Corriente aire de entrada	1097,6
FC <sub>22</sub>	Corriente aire de salida	1139
FC <sub>22agua</sub>	Agua en FC <sub>22</sub>	23,99
FC <sub>23</sub>	Producto final	25,75
FC <sub>23ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>23</sub>	24,72
FC <sub>23agua</sub>	Agua en FC <sub>23</sub>	1,03

### 5.3 BALANCE DE ENERGIA PARA PRODUCCIÓN DE EXTRACTO DE CUESCO DE PALTA

#### 5.3.1 Extracción

Se asumió que el agua fresca proviene a una temperatura igual a la temperatura ambiente promedio de la región de Valparaíso, es decir 16 [°C] (Servicio Meteorológico Nacional), al igual que el etanol fresco, mientras que la corriente de solvente recirculado proviene a una temperatura de 79 [°C], temperatura resultante de la salida de la torre de destilación (Véase sección 5.3.2) por lo tanto con las ecuaciones 1) y 2) se logró determinar la temperatura de la mezcla de agua, etanol y solvente recirculado, en el tanque de almacenamiento de solvente.

$$m * Cp * \Delta T = q \quad \text{Ec. (1)}$$

$$q_{\text{Absorbido}} = q_{\text{Cedido}} = q \quad \text{Ec. (2)}$$

Los resultados de las temperaturas se muestran en la Tabla 5.22.

Tabla 5.22: Resultado de la determinación de temperatura del solvente para la extracción para extracto de cuesco de palta.

Corriente	Temperatura [°C]	Cp [KJ/ton°C]	ΔT	m [Ton/d]
Agua fresca	16	4186	63	11,14
Etanol fresco	16	2440	63	4,27
Solvente recirculado	79	3398	-7	133,13
Salida	72	3398	-	148,54

De la Tabla 5.22 se obtiene la temperatura del solvente de entrada al extractor, 72 [°C], luego se procede a realizar el balance de energía para la extracción, además como se determinó en la sección 4.3.5, se necesita solvente a temperatura de 65 [°C], es por esto que para mantener solvente a la temperatura deseada se utilizará el agua de la salida del intercambiador de calor (IC.1) la cual viene a 65 [°C].

Para la mantención de la temperatura, en el extractor, se suponen pérdidas de calor por las bases del extractor, ya que la chaqueta rodea todo el manto. El calor de mantención necesario viene dado por la ecuación (3):

$$q = -k * A_{ext} * \frac{\Delta T}{\Delta x} * T.R.H \quad Ec. (3)$$

Dónde:

$k$  = conductividad térmica del acero =  $16,27 \left[ \frac{W}{m^{\circ}C} \right]$ .

$A_{ext}$  = Área base del extractor =  $\left(\frac{D}{2}\right)^2 * \pi = 6,2 \text{ [m}^2\text{]}$  (Véase sección 6.4).

$\Delta T = 49 \text{ [}^{\circ}\text{C]}$  (estanque-alrededores).

$TRH = 15[\text{min}] = 900[\text{s}]$ .

$\Delta x = 0,025 \text{ [m]}$  (espesor de la chaqueta).

Finalmente, para determinar el calor necesario para mantener la temperatura en 65 [°C] durante los 15 [min], en el extractor, se utilizó la ecuación (3) y para el cálculo de la capacidad calorífica ( $C_p$ ) del solvente, se utiliza la siguiente ecuación:

$$C_{p \text{ mezcla}} = X_{etanol} * C_{p \text{ etanol}} + X_{agua} * C_{p \text{ agua}} \quad Ec. (4)$$

$$C_{p \text{ mezcla}} \left[ \frac{KJ}{ton * ^{\circ}C} \right] = 3389$$

Dónde:

$X_{etanol}, X_{agua} = 0,46, 0,54$  Respectivamente.

$C_{p \text{ etanol}} = 2,45 \left[ \frac{KJ}{Kg^{\circ}C} \right]$ .

$C_{p \text{ agua}} = 4,184 \left[ \frac{KJ}{Kg^{\circ}C} \right]$ .

Por lo tanto el calor total necesario para la extracción es:

$$q = 177941 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

Este calor será aportado, por el agua proveniente del evaporador de triple efecto.

### 5.3.2 Destilación

Para el caso de la destilación flash, se ocupan las ecuaciones (1) y (2), aplicadas al intercambiador de calor que se encuentra antes de la entrada de la torre de destilación (Véase sección 6.6.1), donde Q representa la energía necesaria para calentar la solución hasta la temperatura de 93,5 [°C] (Véase anexo F) a la cual se llevará a cabo el proceso.

La Tabla 5.23 muestra el resultado del balance de energía para el proceso de destilación.

Tabla 5.23: Resultado balance de energía para el intercambiador de calor de la destilación para extracto de cuesco de palta.

Corriente	Compuesto	Temperatura [°C]	Cp [KJ/ton°C]	ΔT [°C]	m [ton]	q=mCpΔT [KJ]
Entrada	Solvente frío	65	3389	28,5	141,43	13647672,4
Salida	Solvente caliente	93,5				

Por lo tanto de acuerdo a la ecuación (1) la cantidad de vapor necesario para calentar es:

$$m = 92 \left[ \frac{ton}{d} \right]$$

### 5.3.3 Condensador

A la salida de la destilación flash, se dispondrá de un condensador para lograr condensar la corriente de solvente destilado, recirculado al tanque de extracción.

Para la condensación del solvente destilado se tienen los siguientes datos:

- Masa de solvente destilado = 133,13 [ton/d] (véase sección 5.1.8).
- Temperatura solvente destilado = 93,5 [°C].
- Temperatura agua fresca = 16 [°C].

Se calcula la temperatura de la corriente de salida del condensador mediante el método descrito por Kern (1999), en el cual se determina la temperatura de punto de rocío de la mezcla ocupando las composiciones líquida como vapor y constante de equilibrio (Véase anexo G) arrojando como resultado 79 [°C].

Finalmente, para el balance de energía al condensador se ocupan las ecuaciones (1) y (2) (Costa López, *et al*, 2004; Kern, 1999) además de la siguiente ecuación:

$$m_{mezcla} * \lambda_{mezcla} = q_D \quad Ec. (5)$$

Dónde:

$\lambda_{mezcla}$  = Calor latente de vaporización del solvente.

$\lambda_{agua}$  = 2258,9 [KJ/Kg] (Kern, 1999).

$\lambda_{etanol}$  = 841 [KJ/Kg] (Kern, 1999).

Además de la corriente de entrada al condensador, se determinó por balance de masa que 46% corresponde a etanol y 54% a agua. Por lo tanto el calor de vaporización del solvente se obtendrá de la siguiente manera (Kern, 1999):

$$\lambda_{mezcla} = X_{etanol} * \lambda_{etanol} + X_{agua} * \lambda_{agua} \quad Ec. (6)$$

$$\lambda_{mezcla} = 0,46 * 841 + 0,54 * 2258,9 = 1606 \left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$$

Luego, el calor a retirar es la suma entre el calor necesario para bajar la temperatura de 93,5 [°C] hasta 79 [°C] (calor sensible), ocupándose para su determinación la ecuación (1) y el calor necesario para el cambio de fase (calor latente de condensación,  $q_D$ ).

$$q_{sensible} = 133,13 \left[ \frac{ton}{d} \right] * 3389 \left[ \frac{KJ}{ton^{\circ}C} \right] * (79 - 93,5)[^{\circ}C] = 6542074,8 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

$$q_D = 133,13 \left[ \frac{\text{ton}}{d} \right] * 1606000 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{ton}} \right] = 213806780 \left[ \frac{\text{KJ}}{d} \right]$$

Dado que el calor sensible representa menos del 15% del calor latente necesario  $q_D$  (3% específicamente) es que se puede despreciar, tomando como calor necesario solo el calor latente (Kern, 1999), por lo tanto:

$$q_{total} = 213806780 \left[ \frac{\text{KJ}}{d} \right]$$

Se supone una temperatura de salida del agua de enfriamiento de 60 [°C], con lo cual la cantidad de agua de enfriamiento necesaria será:

$$m \left[ \frac{\text{ton}}{d} \right] * 4184 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{ton}^\circ\text{C}} \right] * (60 - 16) [^\circ\text{C}] = 220348854,8 \left[ \frac{\text{KJ}}{d} \right]$$

$$m = 1,161 \left[ \frac{\text{ton}}{d} \right] = 1,161 \left[ \frac{\text{m}^3}{d} \right]$$

### 5.3.4 Concentrado

Para realizar el balance de energía en esta etapa, se tiene como consideración lo siguiente (Ocón, 1978):

- Las áreas de cada efecto serán iguales.
- La energía transmitida por el vapor en cada efecto corresponde a su calor latente de vaporización.
- Igual cantidad de agua evaporada en cada efecto.
- Como la cantidad de etanol en la corriente es baja (menor al 5% p/p) se considera que la corriente líquida tiene las mismas propiedades físicas del agua.
- Se considera que la temperatura de salida del último efecto es de 80 [°C].

En esta etapa se evaporará solvente desde  $FP_{19}$ , para lograr concentrar la solución desde 20% a 50% en peso. Se considera que la corriente  $FP_{19}$  se encuentra a 83 [°C] producto de las pérdidas por cañerías, luego para el cálculo de la capacidad calorífica del agua en función de la temperatura en [K], se utiliza la siguiente correlación (Smith et al., 1995):

$$C_p \left[ \frac{J}{Kg K} \right] = \frac{(8,712 + 1,25 * 10^{-3} * T - 0,18 * 10^{-6} T^2) * 8,134 * 1000}{18} \quad Ec. (7)$$

$$C_{p \ 83[°C]} = 4127,71 \left[ \frac{J}{Kg K} \right]$$

$$C_{p \ 90[°C]} = 4131,26 \left[ \frac{J}{Kg K} \right]$$

### Evaporación simple efecto

Luego se obtiene la cantidad de vapor vivo necesario, mediante el balance de entalpia dado por la siguiente ecuación (Ocón, 1978):

$$W * \lambda_w = F * (C_{p \ 90[°C]} * T_2 - C_{p \ 83[°C]} * T_1) + \lambda_1 * (F - S) \quad Ec. (8)$$

Dónde:

W: Flujo de vapor vivo necesario.

$\lambda_w$ : Calor latente de vaporización a 100 [°C] = 2258,9  $\left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$ .

F: Flujo de líquido alimentado = 8,3  $\left[ \frac{ton}{d} \right]$  = 8300  $\left[ \frac{Kg}{d} \right]$ .

S: Flujo de líquido a la salida del efecto = 1,66  $\left[ \frac{ton}{d} \right]$  = 1660  $\left[ \frac{Kg}{d} \right]$ .

F-S: Flujo de vapor generado = 4,98  $\left[ \frac{ton}{d} \right]$  = 4980  $\left[ \frac{Kg}{d} \right]$ .

$\lambda_1$ : Calor latente de vaporización a 90 [°C] = 2283,2  $\left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$ .

Con lo cual:

$$W = 5009,1 \left[ \frac{Kg}{d} \right] = 2504,54 \left[ \frac{Kg}{h} \right]$$

De acuerdo al capítulo 6 el funcionamiento del evaporador es de 2 horas, por lo tanto el calor transferido es:

$$Q = W * \lambda_w = 11315011 \left[ \frac{KJ}{d} \right] \quad Ec. (9)$$

Chacoff y Sanfuentes (2014) entregan una correlación para calcular el coeficiente global de transferencia de calor para  $i$  efectos mediante:

$$U_i \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right] = (33 * T_i [^\circ C] + 215) * 4,184 \quad Ec. (10)$$

Por lo tanto para un evaporador simple o de un efecto, con temperatura final de 80 [°C],

$$U_i = 11945,32 \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right]$$

Finalmente, se calcula el área requerida para un tiempo de secado de 2 horas, mediante:

$$A = Q / U \Delta T_{\text{útil}} \quad Ec. (11)$$

$$A = 24,32 \text{ m}^2$$

### Evaporación doble efecto

Para este tipo de arreglo se recurre a su resolución y diseño mediante tanteo de acuerdo al siguiente procedimiento (Ocón, 1978): realizar balance de materia para todo el sistema, determinando la cantidad de solvente a evaporar.

Sabiendo que el área de todos los efectos es la misma, al igual que el calor intercambiado en cada efecto, se divide la diferencia útil total de temperatura entre los dos efectos, dando lugar a las siguientes ecuaciones:

$$T_1[^\circ\text{C}] = T_w - \Delta T_1 \quad \text{Ec. (12)}$$

$$T_2[^\circ\text{C}] = T_1 - \Delta T_2 \quad \text{Ec. (13)}$$

$$\Delta T_{\text{útil}}[^\circ\text{C}] = \Delta T_2 + \Delta T_1 \quad \text{Ec. (14)}$$

$$U_i \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right] = (33 * T_i[^\circ\text{C}] + 215) * 4,184$$

$$\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} = \frac{U_2}{U_1} \quad \text{Ec. (15)}$$

Se plantean las ecuaciones correspondientes para los  $n$  efectos, (en este caso  $n=2$ ) por la aplicación de un balance entálpico o de energía a cada uno de ellos (mismas ecuaciones que para el caso de un efecto).

Se resuelve el sistema de ecuaciones formado con las ecuaciones del punto anterior y el resultado del balance de materia, determinando la cantidad de solvente evaporado en cada efecto.

Se determina la superficie de calefacción en cada efecto y si las suposiciones son correctas estas superficies resultantes deben ser iguales e iguales al área promedio, de no ser iguales se recalculan, redistribuyendo las temperaturas ( $\Delta T_i$ ) y rehaciendo los balances para el cálculo de las nuevas áreas, las ecuaciones a utilizar para este punto son las siguientes:

$$\Delta T_1' = \Delta T_1 * \frac{q_1/U_1}{\Sigma(q/U)} \quad \text{Ec. (16)}$$

$$A'_1 = \frac{Q_1}{U_1 * \Delta T_1'} \quad \text{Ec. (17)}$$

$$A_{\text{prom}} = \frac{\Sigma q_i/U_i}{\Delta T_{\text{útil}}} \quad \text{Ec. (18)}$$

Para este caso se tiene la misma diferencia de temperatura útil, que en el caso anterior, correspondiente a 20 [°C], pero con la diferencia de que el vapor que ingresa al segundo

efecto es el de salida (o el generado) en el primero, quedando finalmente cada parámetro determinado como se muestra en la Tabla 5.24.

Tabla 5.24: Resultado balance de energía para evaporación doble efecto para extracto de cuesco de palta.

Parámetro	Valor final
$U_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	12768,91
$U_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	11945,32
$\Delta T_{\text{útil}} [^\circ\text{C}]$	20
$\Delta T'_1 [^\circ\text{C}]$	9,67
$\Delta T'_2 [^\circ\text{C}]$	10,33
$A_{\text{prom}}' [\text{m}^2]$	22,66
$A_1' [\text{m}^2]$	22,64
$A_2' [\text{m}^2]$	22,66
$Q_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	2919382,03
$Q_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	2797330,10
$W \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	1292,39
$W_1 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	1225,18
$W_2 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	1264,82

Dónde:

$W_1$  y  $W_2$  representan la cantidad de vapor generado en el efecto respectivo.

W representa el vapor vivo necesario.

### Evaporación triple efecto

El resumen del balance realizado a un evaporador de triple efecto se muestra en la Tabla 5.25, cabe señalar que el balance se realiza de la misma manera que para dos efectos a diferencia de que se agrega una ecuación más a todos los sistemas de ecuaciones, correspondiente al efecto añadido.

Tabla 5.25.: Resultado balance de energía para evaporación triple efecto para extracto de cuesco de palta.

Parámetro	Valor final	Parámetro	Valor final
$U_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	13785,82	$A_2' [m^2]$	21,09
$U_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	12864,88	$A_3' [m^2]$	21,09
$U_3 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	11945,32	$Q_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	1.802.866,49
$\Delta T_{\text{útil}} [^\circ\text{C}]$	20	$Q_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	1.628.258,90
$\Delta T'_1 [^\circ\text{C}]$	6,51	$Q_3 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	1.724.717,32
$\Delta T'_2 [^\circ\text{C}]$	6,30	$W \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	798,12
$\Delta T'_3 [^\circ\text{C}]$	7,19	$W_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	713,41
$A_{\text{prom}}' [m^2]$	21,09	$W_2 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	752,53
$A_1' [m^2]$	21,10	$W_3 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	774,06

### 5.3.5 Secado

El balance de energía al secado del extracto concentrado de cuesco de palta, se lleva a cabo como se mencionó anteriormente en conjunto con el balance de masa (sección 5.1.11) mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned}
 & FP_{22} * C_{pa} * (T_1 - 0) + FP_{22} * H_{FP22} * C_{pv} * (T_1 - 0) + FP_{21SS} * C_{pSS} * (T_2 - 0) + FP_{21SS} \\
 & * H_{FP21} * C_{p\ agua} * (T_2 - 0) + FP_{22} * H_{FP22} * \lambda_{\ agua} \\
 & = FP_{22} * C_{pa} * (T_3 - 0) + FP_{22} * H_{FP23} * C_{pv} * (T_3 - 0) + FP_{21SS} * C_{pSS} * (T_4 - 0) \\
 & + FP_{21SS} * H_{FP24} * C_{p\ agua} * (T_4 - 0) + FP_{22} * H_{FP23} * \lambda_{\ agua}
 \end{aligned}$$

Dónde:

$T_1$ = Temperatura del aire caliente en la corriente de entrada  $FP_2$  [°C].

$T_2$ = Temperatura de entrada de los sólidos disueltos  $FP_{21}$  [°C].

$T_3$ = Temperatura del aire húmedo de salida  $FP_{23}$  [°C].

$T_4$ = Temperatura de salida de los sólidos disueltos  $FP_{24}$  [°C].

$C_{pH_2O}$ = Capacidad calorífica del agua líquida [KJ/Kg°C].

$C_{pSD}$ = Capacidad calorífica sólidos disueltos [KJ/Kg°C].

$C_{pv}$ = Capacidad calorífica del vapor de agua [KJ/Kg°C].

$\lambda_{H_2O}$ = Calor latente de vaporización del agua [KJ/Kg].

$C_{pa}$ = Capacidad calorífica del aire [KJ/Kg°C].

La Tabla 5.26 muestra los resultados obtenidos del balance de masa y energía, obtenidos a través de la función Solver De Excel.

Tabla 5.26: Resultado del balance de masa y energía para el secador spray para extracto de cuesco de palta.

Símbolo	Nombre	Valor	Unidad
$FP_{22}$	Flujo de aire en base seca	15154,1825	[Kg/d]
$FP_{21}$	Sólidos disueltos en $FP_{21}$	1660	[Kg/d]
$C_{pH_2O}$	Capacidad calorífica del agua líquida	4,184	[KJ/Kg°C]
$C_{pSS}$	Capacidad calorífica sólidos solubles	1,6	[KJ/Kg°C]
$C_{pv}$	Capacidad calorífica del vapor de agua	1,88	[KJ/Kg°C]
$C_{pa}$	Capacidad calorífica del aire	1	[KJ/Kg°C]
$\lambda_{H_2O}$	Calor latente de vaporización del agua	4502	[KJ/Kg]
$T_1$	Temperatura aire entrada (Bulbo seco)	550	[°C]
$T_2$	Temperatura de entrada de sólidos solubles	90	[°C]
$T_3$	Temperatura de salida del aire (bulbo seco)	100	[°C]
$T_4$	Temperatura de salida de los sólidos solubles (Temperatura de salida del aire, bulbo húmedo)	41	[°C]
$H_{FP21}$	Humedad corriente $FP_{21}$	1	[Kg Agua/Kg SD]
$H_{FP22}$	Humedad aire entrada secador	0,008	[Kg agua/Kg A.S.]
$H_{FP23}$	Humedad aire salida	0,1132	[Kg agua/Kg A.S.]
$H_{FP24}$	Humedad corriente $FP_{24}$	0,04	[Kg Agua/Kg SD]

Desde Kern (1983) se obtuvieron las capacidades caloríficas y calores de vaporización.

Luego el calor necesario para esta etapa viene dado por la energía necesaria para calentar el aire hasta la temperatura de entrada, mediante la ecuación (1).

$$q = 15154,2[KgAire_{BH}] * 1 \left[ \frac{KJ}{Kg^{\circ}C} \right] * (550 - 16)[^{\circ}C] = 8092343[KJ]$$

## 5.4 BALANCE DE ENERGIA PARA PRODUCCIÓN DE EXTRACTO DE CÁSCARA DE CEBOLLA

### 5.4.1 Extracción

El procedimiento y los equipos son análogos al balance de energía del cuesco de palta, con la excepción que se lleva a cabo con temperatura de extracción igual a 75 [°C] durante un tiempo de 30 minutos.

Se estimó que el agua fresca proviene a una temperatura de 16 [°C], al igual que el etanol, mientras que la corriente de solvente recirculado proviene a 79 [°C], temperatura resultante de la salida de la torre de destilación por lo tanto de manera análoga al extracto de cuesco de palta, se obtiene la temperatura del solvente en el tanque de almacenamiento con las ecuaciones (1) y (2) y los resultados se muestran en la Tabla 5.27.

Tabla 5.27: Resultado de la determinación de temperatura del solvente para extracto de cáscara de cebolla.

Corriente	Temperatura [°C]	Cp [KJ/Kg°C]	$\Delta T$	m [Kg/d]
<b>Agua fresca</b>	16	4,186	53	732,8
<b>Etanol fresco</b>	16	2,44	53	365,29
<b>Solvente recirculado</b>	79	3,398	-10	6272,59
<b>Salida</b>	69,1	3,398	-	6637,88

De la Tabla 5.27 se obtiene la temperatura del solvente a la entrada del extractor correspondiendo a 69 [°C] aproximadamente, luego se procede a realizar el balance de energía para la extracción, ocupándose las ecuaciones (1), (2), (3) y (4). Cabe señalar que es necesario aumentar la temperatura del solvente, ya que se necesita que este esté a 75 [°C].

Los resultados se muestran en la Tabla 5.28.

Tabla 5.28: Resultado determinación calor necesario para el aumento de temperatura del solvente, previo a la extracción para extracto de cáscara de cebolla.

Corriente	Compuesto	Temperatura [°C]	Cp [KJ/ton°C]	ΔT [°C]	m [Ton/d]	q=mCpΔT [KJ/d]
Entrada Tanque	Solvente	69	3398	6	3,69	75232
Salida Tanque		75				

Luego se determina el calor de mantención necesario mediante la ecuación (3), arrojando como resultado:

$$q = 141686 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

Dónde:

k = conductividad térmica del acero =  $16,27 \left[ \frac{W}{m°C} \right]$ .

A<sub>ext</sub> = Área base del extractor = 2,05 m<sup>2</sup> (Véase sección 6.4).

ΔT = 59 [°C] (estaque-alrededores).

TRH = 30[min] = 1800[s].

Δx = 0,025 [m] (espesor de la chaqueta).

Luego el calor total necesario es:

$$q = 216918 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

#### 5.4.2 Destilación

Se realiza de la misma manera que para extracto de cuesco de palta (sección 5.3.2), utilizándose el mismo equipo (Intercambiador, columna y condensador), para lograr esto se hace pasar el flujo de alimentación en menor tiempo.

Finalmente la Tabla 5.29 muestra el resultado del balance de energía para el proceso de destilación.

Tabla 5.29: Resultado balance de energía el intercambiador de calor de la destilación para extracto de cáscara de cebolla.

Corriente	Compuesto	Temperatura [°C]	Cp [KJ/ton°C]	ΔT °C	m [ton/d]	q=mCpΔT [KJ/d]
Entrada	Solvente frío	65	3389	23,5	132,18	12766803,6
Salida	Solvente caliente	93,5	3389			

Con lo cual el vapor requerido es:

$$m = 5,6 \left[ \frac{Kg}{d} \right]$$

#### 5.4.3 Condensador

A la salida de la destilación flash, se dispondrá de un condensador para lograr condensar la corriente de solvente evaporado o destilado para recircular al tanque de extracción. Luego, el calor a retirar es la suma entre el calor necesario para bajar la temperatura de 93,5 [°C] hasta 79 [°C] (calor sensible) y el calor necesario para el cambio de fase (calor latente de condensación).

$$q_{sensible} = 6,2726 \left[ \frac{ton}{d} \right] * 3389 \left[ \frac{KJ}{ton°C} \right] * (79 - 93,5)[°C] = 308238,7 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

$$q_D = 6,2726 \left[ \frac{ton}{d} \right] * 1606000 \left[ \frac{KJ}{ton} \right] = 10073795,6 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

Para este caso el calor sensible también es menor al 15% del calor latente, por lo tanto se desprecia.

$$q_{total} = 10073795,6 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$$

Se estima una temperatura de salida del agua de enfriamiento de 60 [°C], con lo cual la cantidad de agua de enfriamiento necesaria será:

$$m \left[ \frac{\text{ton}}{\text{d}} \right] * 4184 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{ton}^\circ\text{C}} \right] * (60 - 16)[^\circ\text{C}] = 10073795,6 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{d}} \right]$$

$$m = 55 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{día}} \right] = 55 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right]$$

Con lo cual queda demostrado que es factible ocupar los mismos equipos de destilación flash, tanto para extracto de cuesco de palta como de cáscara de cebolla.

#### 5.4.4 Concentrado

Para este balance se tienen las mismas consideraciones (Ocón, 1978) que para extracto de cuesco de palta, pero se considera que la temperatura de salida del último efecto es de 100 [°C].

El objetivo es evaporar el solvente desde  $FC_{18}$ , para lograr concentrar la solución desde 20% a 50% en peso. Se considera que la corriente  $FC_{18}$  se encuentra a unos 83 [°C] producto de las pérdidas por cañerías, luego:

$$C_{p\ 83[^\circ\text{C}]} = 4127,71 \left[ \frac{\text{J}}{\text{KgK}} \right]$$

$$C_{p\ 80[^\circ\text{C}]} = 4131,26 \left[ \frac{\text{J}}{\text{KgK}} \right]$$

#### Evaporación simple efecto

Luego se obtiene la cantidad de vapor vivo necesario, mediante el balance de entalpia dado por la ecuación (Ocón, 1978):

$$W * \lambda_w = F * (C_{p\ 90[^\circ\text{C}]} * T_2 - C_{p\ 83[^\circ\text{C}]} * T_1) + \lambda_1 * (F - S)$$

Dónde:

W: Flujo de vapor vivo necesario.

$\lambda_w$ : Calor latente de vaporización a 100[°C] = 2258,9 $\left[\frac{KJ}{Kg}\right]$ .

F: Flujo de líquido alimentado = 37,45 $\left[\frac{Kg}{h}\right]$ .

S: Flujo de líquido a la salida del efecto = 5,5 $\left[\frac{Kg}{h}\right]$ .

F-S: Flujo de vapor generado = 32 $\left[\frac{Kg}{h}\right]$ .

$\lambda_1$ : Calor latente de vaporización a 90[°C] = 2283,2 $\left[\frac{KJ}{Kg}\right]$ .

Con lo cual:

$$W = 33 \left[ \frac{Kg}{h} \right]$$

Y el calor transferido es:

$$Q = W * \lambda_w = 74091,1 \left[ \frac{KJ}{h} \right]$$

Para un evaporador simple o de un efecto, con temperatura final de 90[°C], quedaría:

$$U_i = 13326,04 \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right]$$

Finalmente se calcula el área requerida mediante:

$$A = Q / U \Delta T_{\text{útil}}$$

$$A = 0,97 m^2$$

### Evaporación doble efecto

Para este caso se tiene la misma diferencia de temperatura útil, correspondiente a 10 [°C], y se aplica el mismo procedimiento que para el balance en evaporación doble (y triple) efecto para extracto de cuesco de palta (5.3.4). Los resultados se muestran en la Tabla 5.30.

Tabla 5.30: Resultado balance de energía para evaporación doble efecto para extracto de cáscara de cebolla.

Parámetro	Valor final
$U_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	14016,4
$U_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h} * \text{m}^2 * ^\circ\text{C}} \right]$	13326,04
$\Delta T_{\text{útil}} [^\circ\text{C}]$	10
$\Delta T'_1 [^\circ\text{C}]$	5,02
$\Delta T'_2 [^\circ\text{C}]$	4,98
$A_{\text{prom}}' [\text{m}^2]$	0,55
$A_1' [\text{m}^2]$	0,55
$A_2' [\text{m}^2]$	0,54
$Q_1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	38078,13
$Q_2 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$	35973,1
$W \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	16,86
$W_1 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	15,92
$W_2 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right]$	16,04

### Evaporación triple efecto

En la Tabla 5.31 se muestra el balance de energía para evaporación triple efecto para extracto de cáscara de cebolla.

Tabla 5.31: Resultado balance de energía para evaporación triple efecto para extracto de cáscara de cebolla.

Parámetro	Valor final	Parámetro	Valor final
$U_1 \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right]$	13007,28	$A_2' [m^2]$	0,539
$U_2 \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right]$	14067,01	$A_3' [m^2]$	0,540
$U_3 \left[ \frac{KJ}{h * m^2 * ^\circ C} \right]$	13326,04	$Q_1 \left[ \frac{KJ}{h} \right]$	26102,85
$\Delta T_{\text{útil}} [^\circ C]$	10	$Q_2 \left[ \frac{KJ}{h} \right]$	23831,50
$\Delta T'_1 [^\circ C]$	3,40	$Q_3 \left[ \frac{KJ}{h} \right]$	24315,15
$\Delta T'_2 [^\circ C]$	3,21	$W \left[ \frac{Kg}{h} \right]$	11,56
$\Delta T'_3 [^\circ C]$	3,39	$W_1 \left[ \frac{Kg}{h} \right]$	10,52
$A_{\text{prom}}' [m^2]$	0,540	$W_2 \left[ \frac{Kg}{h} \right]$	10,69
$A_1' [m^2]$	0,539	$W_3 \left[ \frac{Kg}{h} \right]$	10,75

#### 5.4.5 Secado

De la misma manera que para extracto de cuesco de palta, se realizan los balances para la determinación del secador spray.

En la Tabla 5.32 se muestran los resultados de balance de energía para el secado del extracto de cáscara de cebolla.

Tabla 5.32: Resultado del balance de masa y energía para el secador spray para extracto de cáscara de cebolla.

Símbolo	Nombre	Valor	Unidad
$FC_{21}$	Flujo de aire en base seca	1097,6	[Kg/d]
$FC_{20}$	Sólidos solubles en $FC_{20}$	1660	[Kg/d]
$C_{pH_2O}$	Capacidad calorífica del agua líquida	4,184	[KJ/Kg°C]
$C_{pSS}$	Capacidad calorífica sólidos solubles	1,6	[KJ/Kg°C]
$C_{pv}$	Capacidad calorífica del vapor de agua	1,88	[KJ/Kg°C]
$C_{pa}$	Capacidad calorífica del aire	1	[KJ/Kg°C]
$\lambda_{H_2O}$	Calor latente de vaporización del agua	4502	[KJ/Kg]
$T_1$	Temperatura aire entrada (Bulbo seco)	220	[°C]
$T_2$	Temperatura de entrada de sólidos solubles	90	[°C]
$T_3$	Temperatura de salida del aire (bulbo seco)	100	[°C]
$T_4$	Temperatura de salida de los sólidos solubles (Temperatura de salida del aire, bulbo húmedo)	41	[°C]
$H_{FC20}$	Humedad corriente $FC_{20}$	1	[Kg Agua/Kg SD]
$H_{FC21}$	Humedad aire entrada secador	0,008	[Kg agua/Kg A.S.]
$H_{FC22}$	Humedad aire salida	0,02962	[Kg agua/Kg A.S.]
$H_{FC23}$	Humedad corriente $FC_{23}$	0,04	[Kg Agua/Kg SD]

Finalmente el calor necesario para esta etapa:

$$q = 1097,6[KgAire_{BH}] * 1 \left[ \frac{KJ}{Kg^{\circ}C} \right] * (220 - 16)[^{\circ}C] = 223910[KJ]$$

Resumiendo la sección de balance de energía, en las Tablas 5.33 y 5.34 se muestran todos los requerimientos energéticos necesarios para el proceso, tanto para extracto de cuesco de palta como para cáscara de cebolla.

Tabla 5.33: Requerimientos energéticos necesarios para extracto de cuesco de palta.

<b>Equipo</b>	<b>Calor requerido</b>	<b>Unidades</b>
<b>Extractor</b>	177.941	KJ/d
<b>Intercambiador de calor</b>	13.647.672,4	KJ/d
<b>Condensador</b>	213.806.780	KJ/d
<b>Evaporador</b>	1.802.866,49	KJ/d
<b>Secador</b>	8.092.343	KJ/d

Tabla 5.34: Requerimientos energéticos necesarios para extracto de cáscara de cebolla

<b>Equipo</b>	<b>Calor requerido</b>	<b>Unidades</b>
<b>Tanque almacenamiento solvente</b>	75.232	KJ/d
<b>Extractor</b>	141.686	KJ/d
<b>Intercambiador de calor</b>	12.766.803,6	KJ/d
<b>Condensador</b>	10.073.795,6	KJ/d
<b>Evaporador</b>	26.102,85	KJ/d
<b>Secador</b>	223.910	KJ/d

## REFERENCIAS

Costa López, J., S. Cervera March, F. Cunill García, S. Esplugas Vidal, C. Mans Teixido, J. Mata Álvarez. 2004. Curso de ingeniería química. Introducción a los procesos, operaciones unitarias y fenómenos de transporte. Facultad de química universidad de Barcelona.

Kern, D. (1983). *Process heat transfer*. Japón: McGraw-Hill.

Kern, D. (1999). Procesos de transferencia de calor. México: McGraw-Hill.

McCabe, W., Smith, J., Harriott, P. 1991. Operaciones unitarias en ingeniería química. España: McGraw-Hill.

Nuñez, M. Curso operaciones unitarias I. En: portal de nuevas tecnologías de la información y la comunicación (en línea). Citado 8 noviembre de 2016. Disponible en: <http://operaciones-unitarias-1.wikispaces.com/deposito+de+sistemas+azeotropicos>

Ocón, J., Tojo, G. 1978. Problemas de ingeniería química. Operaciones básicas. Tomo I. Colección ciencia y técnica.

Smith, J., Van Ness, H., y Abbott, M. (1995). Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. México: McGraw- Hill.

## CAPÍTULO 6

### DISEÑO, ESTIMACIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

#### 6.1 EQUIPO DE LAVADO PARA CUESCO DE PALTA Y CÁSCARA DE CEBOLLA (L.1)

El equipo de lavado se seleccionó de acuerdo a la materia prima que tenga mayor flujo a lavar, el cual corresponde al cuesco de palta con una corriente de entrada de 16,61 [ton/h]. Este equipo operará por 1,7 [h] en el caso del cuesco de palta y para el caso de la cáscara de cebolla 0,17 [h], por día de operación.

De acuerdo a lo anterior, se seleccionó una maquina lavadora de vegetales de la compañía Zhucheng Honest Industry and trade Co., Ltd de marca Honesto, permitiendo la remoción de restos de palta y tierra que puedan estar adheridos a las materias primas.

La capacidad máxima es de esta máquina es de 10 [ton/h] y la potencia de 4,45 [kw] (Zhucheng Honest Industry and trade Co., Ltd) ocupando 333 [m<sup>3</sup>] de agua para lavar ambas materias primas en un día de operación.

#### 6.2 TANQUE ALMACENAMIENTO AGUA (T.3)

Para poder determinar las dimensiones de estos equipos es necesario calcular el volumen requerido ( $V_r$ ) en el tanque, considerándose el flujo de entrada a la etapa y la densidad del agua 1000 [kg/m<sup>3</sup>].

Respecto al flujo de entrada, este depende de la cantidad de agua que se utilizará para ambas materias primas. Por lo tanto el flujo de entrada a este proceso, el cual corresponde al agua necesaria para solvente para cuesco de palta y cáscara de cebolla, (como se menciona en la sección 5.1.9 y 5.2.9), corresponde a 11,87 [ton], entonces:

$$V_r = \frac{11,87 \text{ [ton]}}{\varphi_{\text{agua}}} = 11,87 \text{ [m}^3\text{]}$$

Luego, considerándose el tanque como un cilindro se utilizó la siguiente fórmula de volumen:

$$Vr = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * H$$

Dónde:

D: Diámetro del tanque [m].

H: Altura del líquido [m].

Además se consideró la relación geometría típica de un tanque agitado entre el diámetro del tanque y la altura de líquido (Doran, 2012):

$$H = 1,25 * D$$

Obteniéndose:

$$D = 2,3 [m]$$

$$H = 2,9 [m]$$

Se consideró la altura del tanque (Ht) un 20% mayor que H.

$$Ht = 1,2 * H = 3,5 [m]$$

Luego el volumen del tanque (Vt):

$$Vt = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * Ht = 14,54 [m^3]$$

Para el tanque de almacenamiento de etanol, se le realiza el mismo método de cálculo de dimensiones, considerándose estanque de acero inoxidable.

En la Tabla 6.1 se presenta el resumen de tamaño para el equipo, tanto para cuesco de palta como para cáscara de cebolla.

Tabla 6.1: Resumen dimensiones de tanques para cuesco de palta y cáscara de cebolla.

Nomenclatura equipo	Volumen requerido (Vr) [m <sup>3</sup> ]	Diámetro tanque (Dt) [m]	Altura liquido (H) [m]	Altura tanque (Ht) [m]	Volumen tanque (Vt) [m <sup>3</sup> ]
T.4	5,19	1,74	2,18	2,61	6,22

### 6.3 Molino (M.1)

Dadas las características de la materia prima, como se mencionó en la sección 3.1.4, se seleccionó un molino de martillo, modelo PC400x300 de la compañía Shanghai Exceed Industry Co., Ltd capaz de procesar un flujo másico de hasta 6 [ton/h] y una potencia del motor de 11 [kW].

### 6.4 Tanque agitado (E.1)

Este tanque con agitación estará sometido a mezcla continua para poder mezclar el sólido FP<sub>6</sub>, con el solvente FP<sub>7</sub> necesario para la extracción.

Para poder determinar las dimensiones de este equipo es necesario calcular el volumen requerido (Vr) en el tanque, considerándose la densidad de la mezcla etanol-agua correspondiente a 894,5 [kg/m<sup>3</sup>] y la corriente de materia prima molida (FP<sub>6</sub>) que entra al proceso, por lo tanto:

$$Vr = \frac{FP_{10} + FP_{11}}{\varphi_{mezcla\ etanol-agua}} = 21,80 [m^3]$$

Luego, considerándose el tanque como un cilindro se utilizó la siguiente fórmula de volumen:

$$Vr = \Pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * H$$

Dónde:

D: Diámetro del tanque [m].

H: Altura del líquido [m].

Al igual que para tanque de almacenamiento se consideró la relación geometría típica de un tanque agitado entre el diámetro del tanque y la altura de líquido:

$$H = 1,25 * D$$

Obteniéndose:

$$D = 2,81 [m]$$

$$H = 3,51 [m]$$

Se consideró la altura del tanque (Ht) un 20% mayor que H (McCabe *et al*, 2007):

$$Ht = 1,2 * H = 4,27 [m]$$

Luego el volumen del tanque (Vt):

$$Vt = \Pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * Ht = 26,48 [m^3]$$

Para el diseño del impulsor se considera un impulsor de tipo turbina rushton, ya que para el tipo de materia prima y de operación que se llevara a cabo, es la más indicada (McCabe *et al*, 2007; Doran, 2012), para este impulsor se tiene la siguiente relación para el diámetro:

$$Di = \frac{D}{3} = 0,94 [m]$$

Según Doran (2012), para tanques agitados con baffles el régimen turbulento se alcanza con números de Reynolds (Re) mayor a  $10^3$  ó  $10^4$ . Su fórmula se representa como:

$$Re = Di^2 * N * \frac{\rho}{\mu}$$

Dónde:

N: agitación en rps.

N debe ser calculada, la densidad se considera como la densidad de la mezcla (etanol-agua-extracto), la viscosidad se considera como la de la mezcla a 65 [°C] correspondiendo a  $4,43 \cdot 10^{-4}$  [kg/m\*s] (Kern, 1999). Luego considerando un Re de 20.000 y despejando N se obtiene un valor aproximado de 0,01 [rps].

El número de potencia está descrito como:

$$N_p = \frac{P}{\varphi * N^3 * D_i^5}$$

Donde P es la potencia transferida al fluido por parte del impulsor.

Para el caso de un impulsor tipo turbina rushton el número de potencia oscila entre 5-6. Luego se consideró un  $N_p$  igual a 5 y despejando P se obtiene un valor de 0,01 [W]. Para el resto de los tanques con agitación, se le realiza el mismo método de cálculo de dimensiones, por lo tanto en la Tabla 6.2 se presenta el resumen de los tamaños para cada equipo, tanto para cuesco de palta como para cáscara de cebolla.

Tabla 6.2: Resumen dimensiones de tanques agitados para cuesco de palta y cáscara de cebolla.

N. equipo	Volumen requerido (Vr) [m <sup>3</sup> ]	Diámetro tanque (Dt) [m]	Altura liquido (H) [m]	Altura tanque (Ht) [m]	Volumen tanque (Vt) [m <sup>3</sup> ]	Diámetro impulsor (Di) [m]	Agitación [rps]	Potencia [W]
T.2	158,11	5,44	6,79	8,15	189,73	1,81	0,003	0,002
T.5	166,06	5,53	6,91	8,29	199,27	1,84	0,002	0,001
E.2	1,27	1,09	1,36	1,63	1,52	0,36	0,058	0,01
T.8	7,39	1,96	2,45	2,94	8,87	0,65	0,018	0,003
T.9	8,24	2,03	2,54	3,05	9,89	0,68	0,012	0,001
OX.1	10,96	2,23	2,79	3,35	13,16	0,74	0,054	0,2

## 6.5 FILTRO PLACAS Y MARCOS (F.1)

Este equipo estará diseñado para filtrar la máxima cantidad de flujo que circule a través de él, por lo tanto para proceder a los cálculos se estimó el volumen de la cámara de filtrado ( $V_{fc}$ ) de acuerdo a la corriente de entrada  $FP_{12}$ , por lotes, estimándose un tiempo de operación de 15 [min] para cada lote de operación. Se diseña para cada 15 [min] ya que para poder filtrar, primero debe realizarse la extracción, así utilizando este tiempo de filtración, se alcanza a filtrar la corriente proveniente de la primera extracción antes de que llegue la de la segunda.

$$V_{fc} = \frac{FP_{12}}{\varphi_{mezcla}} = 21,80 [m^3]$$

Para lo cual se escogió un equipo con una cámara de filtrado de 22 [m<sup>3</sup>] correspondiente a la compañía Xinxiang Remont Machinery Co., Ltd. Esta prensa tiene un área de 1000 [m<sup>2</sup>] y 141 platos capaces de trabajar a una presión de 0,6 [MPa] y una potencia de 15[kW].

## 6.6 DESTILADOR (D.1)

El fluido se lleva a una condición de equilibrio que esté entre sus puntos de rocío y burbuja (Hengstebeck, 1961). Por lo tanto es necesario diseñar un intercambiador de calor, el que tendrá que calentar la solución de extracto hasta la temperatura deseada de 93,5 [°C] (véase sección 5.1.8 y anexo F), la columna de separación y un condensador necesario para condensar el vapor de solvente generado.

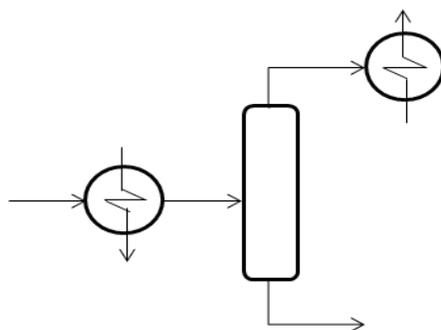


Figura 6.1: Diagrama etapa de destilación flash.

### 6.6.1 Intercambiador de calor (IC.1)

Como se mencionó anteriormente, el objetivo de este intercambiador es calentar la solución de extracto hasta una temperatura de 93,5 [°C], mediante el uso de vapor de agua a 100 [°C] (entregando calor de condensación).

Se considera como criterio utilizar un intercambiador de placas, ya que utiliza menor área de transferencia necesaria para un mismo flujo a calentar (intercambiador compacto), tipo de solución a calentar, por la baja viscosidad y baja concentración (Kern, 1999).

A continuación se mencionan consideraciones de diseño:

- Pérdidas de calor son despreciables.
- No hay espacios con aire dentro del intercambiador.
- El coeficiente total de transferencia de calor es constante a través de todo el intercambiador.
- La temperatura de los canales varía solamente en la dirección del flujo.
- Las corrientes se dividen en partes iguales entre los canales.

En la Tabla 6.3 se muestran las propiedades físicas del extracto a la temperatura de entrada, se asume que estas propiedades son las mismas que de la mezcla etanol-agua al 50% (Kern, 1999):

Tabla 6.3: Propiedades físicas para extracto de hueso de palta y cáscara de cebolla.

Propiedad	Valor	Unidad
Viscosidad, $\mu$	$4,4 \cdot 10^{-4}$	[Kg/m*s]
Capacidad calorífica, $C_p$	3,398	[KJ/Kg°C]
Conductividad térmica, $k$	1,84	[KJ/m*h°C]

Luego:

Calor necesario:  $Q = 18453291,4 \left[ \frac{KJ}{d} \right]$  (balance de energía).

$t_{2FC}$  = temperatura de salida del fluido de calentamiento =  $100 [^{\circ}C]$ .

$r_a$  = resistencia incrustaciones para vapor =  $0,17 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{m^2 \cdot ^{\circ}C}{W} \right]$ . (Véase anexo H, figura H.1).

$r_{ext}$  = resistencia incrustaciones para extracto =  $0,3 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{m^2 \cdot ^{\circ}C}{W} \right]$ .

Luego se determina la temperatura media logarítmica para un arreglo contracorriente mediante (Marín, 2013):

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(100 - 93,5) - (100 - 55)}{\ln\left(\frac{100 - 93,5}{100 - 55}\right)} = 20 [^{\circ}C]$$

Se determina el número de unidades de transferencia (NTU) mediante (Marín, 2013):

$$NTU = \frac{T_1 - T_2}{\Delta T_{ML}} = 2$$

Se asume desde la Tabla entregada por Alfa Laval (Véase anexo H, figura H.3), en base a las características de los flujos, un coeficiente total de transferencia:

$$U = 1160 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \right]$$

Luego:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ML}} = 220 [m^2]$$

Para este U dado, el área necesaria de transferencia y el caudal a la entrada del intercambiador,  $158 [m^3/h]$ , se fijan el tipo y características de las placas desde la Tabla 6.4, correspondiendo a las tablas del fabricante.

Tabla 6.4: Características de las placas Alfa Laval a utilizar en intercambiador de placas (Véase anexo H, figura H.2).

Característica	Valor	Unidad
Tipo de placa	Corrugadas tipo P4	-
Caída de presión	100-200	[KPa/NTU]
Velocidad de flujo relativa al agua	0,6-0,8	-
Área de intercambio placa, $A_p$	0,75	[m <sup>2</sup> ]
Número máximo de placas	500	-
Área de intercambio máximo	375	[m <sup>2</sup> ]
Espesor de placas (x)	0,6	[mm]
Espacio entre placas (b)	2,7	[mm]
Ancho de cada placa (W)	844	[mm]
Flujo máximo	260	[m <sup>3</sup> /h]
Presión máxima de diseño	12	Atm
Caudal total máximo	260	[m <sup>3</sup> /h]
v (Flujo/canal)	1,1-2,5	[m <sup>3</sup> /h]

Se calcula el número de placas térmicas ( $N_p$ ) y número total de canales mediante ( $N_c$ ) (Marín, 2013):

$$N_p = \frac{A_{r0}}{A_p} = \frac{220[m^2]}{0,75[m^2]} = 294[placas]$$

$$N_c = N_p + 1 = 295$$

Se determina el número de canales paralelos ( $n_p$ ):

$$n_p = \frac{V}{v} = \frac{158[\frac{m^3}{hra}]}{1,8[\frac{m^3}{hra}]} = 88[canales]$$

Se determina el arreglo del intercambiador, con el número de pasos (n):

$$n = \frac{Nc}{2 * np} = \frac{295}{2 * 88} = 2$$

Se tiene una unidad supuesta: Intercambiador Alfa Laval P4 con 2 pasos para cada fluido y 88 canales por paso, por lo tanto se tiene:

$$Np = (2 * 88 + 2 * 88) - 1 = 351 \text{ [placas termicas]}$$

Se determina el factor térmico (Ft), para NTU y np obtenidos (Véase anexo H, figura H.4):

$$Ft = 0,96$$

Coeficientes de película para el extracto, flujo en paralelo:

$$De = 2b = 5,4 * 10^{-3} [m]$$

$$G(\text{velocidad másica extracto}) = \frac{m}{a} = \frac{141430 \left[ \frac{Kg}{h} \right]}{0,2 [m^2]} = 707150 \left[ \frac{Kg}{m^2 h} \right]$$

Dónde:

$$a = a' * np = 2,28 * 10^{-3} * 88 = 0,2 [m^2]$$

$$a' = W * b = 0,844 * 2,7 * 10^{-3} = 2,28 * 10^{-3} [m^2]$$

Se calcula el número de Reynolds (Re):

$$Re = \frac{De * G}{\mu} = 2410,8$$

Se calcula también:

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k} = 2,83$$

El coeficiente de película para régimen turbulento (Marín, 2013):

$$h = 0,2536 * \left(\frac{k}{De}\right) * Re^{0,65} * Pr^{0,4} = 32038 \left[\frac{KJ}{m^2 h^\circ C}\right]$$

$$h_{ext} = 8900 \left[\frac{W}{m^2 \circ C}\right]$$

Luego se determina el coeficiente de película para el fluido de calentamiento:

$$m_{agua} = \frac{Q}{\lambda} = 8169,2 \left[\frac{Kg}{h}\right]$$

$$G = \frac{8169,2}{0,2} = 40846 \left[\frac{Kg}{m^2 h}\right]$$

$$Re = 217,3$$

$$Pr = 1,5$$

$$h_a = 5187,5 \left[\frac{KJ}{m^2 h^\circ C}\right] = 1441 \left[\frac{W}{m^2 \circ C}\right]$$

Coficiente total de transferencia de calor (Marín, 2013):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + r_{ext} + \frac{x}{k} + r_a + \frac{1}{h_a}$$

Dónde:

k: conductividad del material que separa los fluidos =  $346 \left[\frac{W}{m K}\right]$  (Kern, 1999).

Finalmente:

$$U = 1230,4 \left[\frac{W}{m^2 \circ C}\right]$$

Área total requerida ( $A_r$ ):

$$A_r = \frac{Q}{U * \Delta T_{ML} * Ft} = 217[m^2]$$

Área total disponible ( $A_d$ ):

$$A_d = A_p * Np = 294 * 0,75 = 221[m^2]$$

Exceso de área:

$$\frac{221 - 217}{217} * 100 = 1,84\%$$

Este porcentaje está dentro de los límites, donde el exceso no debe ser mayor que el 15% (Cengel, 2011).

Se determina la caída de presión (Marín, 2013):

$$\Delta P = \frac{2 * f * G^2 * L}{g * De * \rho}$$

$$f = \frac{2,5}{(Re^{0,3})}$$

Para el extracto:

$$f = \frac{2,5}{2410,8^{0,3}} = 0,24$$

$$G^2 = 707150^2 = 5 * 10^{11}$$

$$L = l * np = 78,2[m]$$

Con:

$$l = \frac{Ap}{W} = \frac{0,75}{0,844} = 0,89[m]$$

$$g = 1,27 * 10^8 \left[ \frac{m}{h^2} \right]$$

Finalmente:

$$\Delta P = 30816 \left[ \frac{Kg_f}{m^2} \right] = 3[atm]$$

Para el vapor:

$$\Delta P = 200 \left[ \frac{Kg_f}{m^2} \right] = 0,02[atm]$$

### 6.6.2 Columna de Destilación

La columna de destilación es un tanque de acero inoxidable, de volumen tal que permita albergar el volumen necesario a procesar y además cumplir con las siguientes recomendaciones (Hengstebeck, 1961; Henley, 1981):

$$\text{Altura de líquido: } H_{Líquido} = \frac{H_{columna}}{4}$$

$$\text{Relación altura/diámetro de tanque: } \frac{D}{H} = \frac{1}{3}$$

Luego para un flujo de 156,25 [m<sup>3</sup>/h], correspondiente a una hora de operación, la Tabla 6.5 muestra el resultado del diseño.

Tabla 6.5: Resultados parámetros de diseño para la columna de separación.

Parámetro	Valor
H <sub>Líquido</sub>	1,88[m]
H <sub>Tanque</sub>	7,52[m]
D <sub>Tanque</sub>	2,51[m]
Volumen Columna	37,12[m <sup>3</sup> ]

### 6.6.3 Condensador (CON.1)

Para el diseño del condensador se debe tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- Condensador Vertical, tipo tubo y carcasa, con la condensación en el lado de los tubos.
- Ya que el calor sensible fue despreciado, según Kern (1999) es recomendable aumentar el área de transferencia en porcentaje igual a la razón entre calor sensible y latente, que para este caso es de 3%.
- Condensación completa del vapor.

Las últimas dos consideraciones anteriores permiten diseñar el intercambiador como si el vapor a condensar fuese vapor simple (no mezcla), pero utilizando sus propiedades ponderadas (Kern, 1999).

Para empezar el diseño es necesario saber el área estimada de transferencia, para esto, se asume un coeficiente total de transferencia (U) desde las tablas entregadas por Kern (1999) (Véase anexo H, figura H.5), donde:

$$U = 900 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Luego:

$$\Delta T_{ML} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_{sat} - T_1}{T_{sat} - T_2}\right)} = \frac{(60 - 16)}{\ln\left(\frac{79 - 16}{79 - 60}\right)} = 36[^\circ C]$$

Dónde:

$T_1$ : Temperatura de salida del agua de enfriamiento.

$T_2$ : Temperatura de entrada del agua de enfriamiento.

$T_{sat}$ : Temperatura de saturación de la mezcla etanol-agua.

Se debe calcular un factor de corrección por diseño para el condensador el cual se calcula mediante (Kern, 1999):

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{79 - 93,5}{16 - 60} = 0,33$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,69$$

$$F = 0,92$$

Dónde:

$T_1$ : Temperatura de saturación de la mezcla etanol-agua.

$T_2$ : Temperatura a alcanzar la mezcla etanol-agua.

$t_1$ : Temperatura de entrada del agua de enfriamiento.

$t_2$ : Temperatura de salida del agua de enfriamiento.

Por lo tanto:

$$\Delta T_{MLC} = 36[^\circ C] * 0,92 = 33,13[^\circ C]$$

Tomando en cuenta el calor necesario obtenido en la sección 5.3.2 el área supuesta es:

$$A_s = \frac{Q}{U * \Delta T_{MLC}} = 1992 [m^2]$$

Se seleccionan tubos de 1½ [pulg] BWG 17, por poseer la mayor superficie de intercambio (Kern, 1999), de 4,88 [m] (16[pie]).

Las características de estos tubos se mencionan en la Tabla 6.6.

Tabla 6.6: Características de los tubos para el condensador.

Característica	Valor	Unidades
Espesor de la pared	0,058	[plg]
Di	1,38	[plg]
Do	1,438	[plg]
Área de flujo por tubo	1,5	[plg <sup>2</sup> ]
Superficie exterior por pie lineal de tubo	0,3925	[pie <sup>2</sup> ]
Superficie interior por pie lineal de tubo	0,3623	[pie <sup>2</sup> ]
Peso por pie lineal	0,978	[Lb]

Área de cada tubo ( $A_t$ ):

$$A_t = 0,56[m^2]$$

$$N_t = \frac{\text{Área requerida}}{\text{Área de intercambio por tubo}} = \frac{1992}{0,56} = 3557[\text{tubos}]$$

Se usa un arreglo cuadrado donde distancia entre pantallas ( $P_t$ ):

$$P_t = 1,25 * 36,53[mm] = 45,70[mm]$$

Diámetro del haz de tubo (Kern, 1999):

$$D_b = D_o * \left(\frac{N_t}{Kl}\right)^{\frac{1}{\alpha}} = 36,53 * \left(\frac{3557}{0,156}\right)^{\frac{1}{2,291}} = 2916[mm]$$

Donde, para arreglo cuadrado:

$$Kl = 0,156$$

$$\alpha = 2,291$$

Número de tubos en la fila central ( $N_r$ ):

$$Nr = \left(\frac{Db}{Pt}\right) = \frac{2916}{45,70} = 64$$

Se calcula el coeficiente de película del lado del tubo:

Área de sección transversal del tubo:

$$A_{ST} = \frac{\pi}{4} * 0,035^2 = 0,000965[m^2]$$

Área total de flujo por paso:

$$A_{TF} = 0,000965 * \frac{3557}{2} = 1,72[m^2]$$

Flujo de vapor de solvente en el tubo:

$$m_s = 133,3 \left[\frac{ton}{día}\right] = 37\left[\frac{Kg}{s}\right]$$

$$V_s = \frac{37 \left[\frac{Kg}{seg}\right]}{894,5 \left[\frac{Kg}{m^3}\right]} = 0,041\left[\frac{m^3}{s}\right]$$

Velocidad en el tubo:

$$\frac{0,041 \left[\frac{m^3}{seg}\right]}{0,000965[m^2]} = 42,5\left[\frac{m}{s}\right]$$

Luego:

$$h_i = 0,926 * k_l \left(\frac{\rho_l * (\rho_l - \rho_v) * g}{\mu_l * \Gamma_v}\right)^{1/3} \text{ (Kern, 1999)}$$

Dónde:

$$\Gamma_v = \frac{Wc}{Nt * \pi * Do} = \frac{37 \left[ \frac{Kg}{seg} \right]}{3557 * \pi * 0,03653[m]} = 0,095 \left[ \frac{Kg}{m * s} \right]$$

Además:

$$Re = 4 * \frac{\Gamma_v}{\mu_l} = \frac{4 * 0,095}{4,4 * 10^{-4}} = 858$$

Por lo tanto el coeficiente de película:

$$h_i = 1604 \left[ \frac{W}{m^2 s} \right]$$

Coeficiente de película para el lado de la carcasa:

Se estima la temperatura media para el lado del casco mediante:

$$T_m = \frac{16 + 60}{2} = 38[^\circ C]$$

Temperatura media para el lado de los tubos:

$$t = 79[^\circ C]$$

Se asume un coeficiente de condensación:

$$h_o = 1500 \left[ \frac{W}{m^2 ^\circ C} \right]$$

La temperatura de la pared del tubo viene dada por:

$$T_w = t + \frac{h_o}{h_i * \left( \frac{A_t}{A_o} \right) + h_o} * (T_m - t)$$

Con:

$$\left(\frac{A_t}{A_0}\right) = \left(\frac{D_i}{D_0}\right)$$

Por lo tanto:

$$T_w = 79 + \frac{1500}{1064 * \left(\frac{1,380}{1,438}\right) + 1500} * (38 - 79) = 54[^\circ\text{C}]$$

Por lo tanto la temperatura media del medio de enfriamiento:

$$t_f = \frac{38 + 54}{2} = 46[^\circ\text{C}]$$

Para esta temperatura, se obtienen las propiedades físicas del agua de enfriamiento (Kern, 1999), la Tabla 6.7 muestra los resultados.

Tabla 6.7: Propiedades físicas del agua de enfriamiento.

Propiedad	Valor	Unidad
Viscosidad, $\mu$	$6 \cdot 10^{-4}$	[Kg/m*s]
Capacidad calorífica, Cp	4,184	[KJ/Kg°C]
Conductividad térmica, $k$	2,85	[KJ/m*h°C]
Densidad, $\rho$	990,1	[Kg/m <sup>3</sup> ]

Luego se calcula el diámetro equivalente ( $D_e$ ) para el lado de la carcasa,

$$D_e = \frac{4 * \left(Pt^2 - \frac{\pi D_o^2}{4}\right)}{\pi D_o} = 0,850[m]$$

Donde Pt representa el espaciamiento entre tubos, que para este caso se asume igual a 1[pulg], Además:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Dónde:

$D_1$ : representa el diámetro del haz de tubos.

$D_2$ : representa el diámetro de la carcasa.

Por lo tanto:

$$D_2 = 3,310[m]$$

El área de flujo del agua de enfriamiento:

$$a_0 = \frac{\pi * D_e^2}{4} = 0,566[m^2]$$

Luego la velocidad másica del fluido (G):

$$G = \frac{m}{a_0} = \frac{0,323 \left[ \frac{Kg}{seg} \right]}{0,566[m^2]} = 0,570 \left[ \frac{Kg}{m^2s} \right]$$

Se calcula el número de Reynolds mediante:

$$Re = \frac{D_e * G}{\mu} = 806$$

Posteriormente y utilizando el grafico entregado por Kern (1999) (Véase anexo H, figura H.7) se procede a calcular el factor  $J_H$ .

$$J_H = 0,09$$

Luego el coeficiente de película viene dado por:

$$h_c = J_H * \left( \frac{k}{De} \right) * Re * \left( \frac{Cp * \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_c = 9929 \left[ \frac{W}{m^2 \circ C} \right]$$

Se fijan las resistencias por incrustación, (véase anexo H, figura H.1).

$$r_{ext}: \text{resistencia por incrustación para el extracto} = 0,0002 \left[ \frac{m^2 \circ C}{W} \right].$$

$$r_a: \text{resistencia por incrustación para el agua} = 0,0002 \left[ \frac{m^2 \circ C}{W} \right].$$

El coeficiente de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} * \left( \frac{Do}{Di} \right) + r_{ext} * \left( \frac{Do}{Di} \right) + \frac{x}{k} \left( \frac{Do}{Dm} \right) + r_a + \frac{1}{h_a}$$

Dónde:

$$Dm = \frac{Do + Di}{2}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1604} * 1,04 + 0,0002 * 1,04 + \frac{0,0014}{0,792} * 0,0357 + 0,0002 + \frac{1}{9929}$$

$$U = 820 \left[ \frac{W}{m^2 \circ C} \right]$$

Este valor de U obtenido no es muy distinto al dado inicialmente, por lo tanto no es necesario recalcular el diseño, pero es necesario aplicar el factor de seguridad del 3% de aumento de área para compensar el calor sensible, como se mencionó al comienzo del diseño del condensador, la Tabla 6.8 muestra los resultados de diseño final para el condensador.

Tabla 6.8: Parámetros de diseño para el condensador.

Parámetro	Valor	Unidad
Área necesaria	2052	[m <sup>2</sup> ]
Número de tubos	3663	-
Db	3003	[mm]
Nr	66	-
Diámetro carcasa	3,41	[m]

### 6.7 EVAPORADOR (EV.1p)

Luego de determinar áreas necesarias, vapor generado y vapor requerido, se debe seleccionar un tipo de evaporador, ya sea simple, doble o triple efecto. Para lograr esta determinación se realiza un análisis basado en la economía del proceso, tomando en cuenta costo del equipo y vapor necesario, por lo tanto para concentrar el extracto de cuesco de palta se ocupará un evaporador triple efecto, con las características señaladas (véase sección 8.1.1).

### 6.8 SECADOR (S.1)

Considerando el flujo másico de agua a retirar, la temperatura de ingreso de aire y la temperatura de salida de aire, se seleccionó el equipo secador a partir de lo disponible en el mercado. El secador seleccionado corresponde a la marca Galaxie Modelo 4440, capaz de retirar un flujo volumétrico de agua de 1240 [L/h] y trabajar a temperaturas de entrada y salida del aire de 450 y 100 [°C] respectivamente. Este modelo tiene un consumo de combustible de 1.290.000 [kcal/h] y un consumo eléctrico de 40 [kW/h]. Además tiene las dimensiones o espacio requerido de 6,50 x 7,50 [m] y altura de 11 [m].

### 6.9 BOMBA (B.1)

Para diseñar el sistema de transporte de fluidos por bombas se requieren las propiedades de las corrientes transportadas, las dimensiones y pérdidas de las tuberías.

La potencia necesaria para que una bomba realice un cierto trabajo, se expresa mediante la ecuación de Bernoulli:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + (Z_2 - Z_1) + \sum h_p$$

Dónde:

H: Altura de carga de la bomba [m].

P: Presión absoluta [kPa].

$\varphi$ : Densidad del fluido [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ] = 789,5 [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

V: Velocidad del fluido [m/s].

Z: Altura [m].

g: aceleración de gravedad, 9,8 [ $\text{m}/\text{s}^2$ ].

$h_p$ : pérdidas de carga en la línea de succión y de descarga de la bomba.

Al tratarse de un estudio de pre factibilidad todos los diseños de bombas se asumirán similares al de la bomba (B.1). Por lo tanto para el caso de la presión se tiene que  $P_2=1600$  [kPa] y  $P_1=101,325$  [kPa], y que  $Z_1 = Z_2$ . Estos parámetros fueron determinados de acuerdo a como opera el tanque de extracción (E.1) y el filtro prensa (F.1.).

Luego para efectos estimativos, sólo se considerarán pérdidas por largo de tubería (8 [m]), y accesorios presentes en las cañerías, estimando presente sólo dos válvulas check para controlar flujos. Las pérdidas por roce del fluido con las paredes de la tubería y con las dos válvulas check, se calcula con la siguiente ecuación:

$$h_f = \frac{f * L * v^2}{D_i * 2} + \frac{K * L_e}{D_i}$$

Dónde:

f: Factor de fricción.

L: Largo de la tubería [m].

$D_i$ : Diámetro interno de la tubería [m].

El factor de fricción depende de la rugosidad relativa ( $\varepsilon/D$ ) de la tubería y del número de Reynolds, relación que se encuentra en el anexo I a través del gráfico de Moody (Kern, 1999). El material de las tuberías es acero comercial de rugosidad absoluta  $\varepsilon=4,5*10^{-5}$  [m].

Para determinar el diámetro de las tuberías de succión y descarga de la bomba, se debe determinar la velocidad a la cual se transporta el fluido, la cual se estimó de acuerdo a la Tabla de velocidades recomendadas para tubería para líquidos no viscosos que se muestra

en el anexo I, seleccionándose una velocidad de succión de 0,9 [m/s] y de descarga de 2,5 [m/s], obteniéndose un diámetro interno de 0,06 [m] y 0,04 [m] respectivamente. Las pérdidas totales, fueron calculadas como fue mencionado anteriormente, para para dos válvulas check ( $L_e/D_i=100$ ) y por largo de tuberías lo que asciende a un valor de 0,85 [m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>] pérdidas de carga en la línea de succión y de descarga de la bomba.

Finalmente, la potencia de la bomba se puede calcular como:

$$P_{bomba} = \frac{H * \rho * g * F}{\eta}$$

Dónde:

$P_{bomba}$ : Potencia de la bomba [W].

F: Flujo de entrada [m<sup>3</sup>/h].

$\eta$ : Factor de eficiencia de la bomba o rendimiento, en este caso como se trata de una prefactibilidad, será igual a 0,7 para todas las bombas (McCabe *et al*, 2007).

Finalmente la potencia de la bomba es de 2.2 [hp] (o 1675 [W]) y el tipo que se requiere es de una bomba centrífuga, capaz de transportar 103,4 [m<sup>3</sup>/d].

En la Tabla 6.9 se presenta el resumen de potencia de bombas requeridas, tanto para cuesco de palta como para cáscara de cebolla.

Tabla 6.9: Resumen potencia bombas requeridas para cuesco de palta y cáscara de cebolla.

Bomba	Tipo de bomba	Altura de carga, H [m]	Potencia [W]	Potencia requerida [HP]	Potencia bomba [HP]
B.2	Centrifuga	23,60	1.290,32	1,73	2
B.3	Centrifuga	32,00	2.904,00	3,89	4
B.4	Centrifuga	16,60	637,00	0,86	1
B.5	Centrifuga	25,70	2.786,80	3,74	4
B.6	Centrifuga	20,00	1.427,95	1,91	2
B.7	Centrifuga	16,40	394,47	0,53	0.6
B.8	Centrifuga	5,40	256,00	0,34	0.4
B.9	Centrifuga	5,65	179,50	0,24	0.3
B.10	Centrifuga	11,70	550,00	0,74	1
B.11	Centrifuga	3,34	78,14	0,10	0.1
B.12	Centrifuga	1,17	93,80	0,13	0.2
B.13	Centrifuga	1,33	167,70	0,22	0.3
B.14	Centrifuga	1,33	78,140	0,1	0.1

## 6.10 CALDERA (CAL.1)

La caldera debe ser capaz de generar vapor para los procesos que se necesite, es decir en el intercambiador de calor de la destilación flash y el evaporador, este vapor será vapor saturado a 100 [°C] y 1 [atm]. Se selecciona una caldera de tubos como equipo de generación (Kern, 1999). La Tabla 6.10 muestra el vapor necesario por cada equipo.

Tabla 6.10: Consumo de vapor de cada equipo.

Equipos	Vapor necesario [Kg/día]
Intercambiador de calor	8.200
Evaporador para extracto palta	1.596,24
Evaporador para extracto cebolla	23,12
<b>Total</b>	<b>10.801,3</b>

Cabe señalar que como factor de seguridad por pérdidas, se considera un factor de exceso de flujo de vapor del 10%, el cual ya está sumado al valor que aparece en la Tabla 6.10.

Para el caso del intercambiador, este origina un flujo de condensado luego de utilizar el calor del vapor, este condensado se dirige hacia el tanque de almacenamiento de solvente para aprovechar su calor remanente, para luego ser retornado hacia la caldera a una temperatura asumida de 70[°C], mientras que el evaporador produce un condensado que se ocupará en el extractor para luego retornar a la caldera a la temperatura de 60[°C]. Por consiguiente a modo de factor de seguridad, se considera que los condensados retornan a la caldera a la temperatura de 60[°C]. Por lo tanto el calor necesario para la generación de vapor se calcula por la siguiente ecuación:

$$Q_{cal} = F_{H_2O}((Cp_{T_2} * T_2 - Cp_{T_1} * T_1) + \lambda_{H_2O})$$

Dónde:

$Q_{cal}$ : Calor necesario para generar vapor en la caldera.

$F_{H_2O}$ : Flujo de agua condensada = 10801,3 [ $\frac{Kg}{d}$ ].

$Cp_{T_2}, Cp_{T_1}$ : Capacidad calorífica a la temperatura de 60 y 100 [°C] respectivamente.

$T_2, T_1$ : Temperatura del condensado, 60[°C] y temperatura del vapor, 100[°C], respectivamente.

$\lambda_{H_2O}$ : Calor de vaporización del agua = 2138,22  $\left[\frac{KJ}{Kg}\right]$ .

Finalmente:

$$Q_{cal} = 21295334 \left[\frac{KJ}{d}\right]$$

### 6.11 MOLINO (M.2)

Se seleccionó un molino de cuchilla, modelo PSF de la compañía Pallmann, con capacidad de hasta 100 [kg/h] de materia prima y una potencia del motor de 2,2 [kW]. Las dimensiones se detallan en el layout de la planta (sección 7.4).

### 6.12 FILTRO PLACAS Y MARCOS (F.2)

Este equipo estará diseñado para filtrar la máxima cantidad de flujo que circule a través de él, por lo tanto para proceder a los cálculos se estimó el volumen de la cámara de filtrado ( $V_{fc}$ ) de acuerdo a la corriente de entrada  $FC_{11}$ , por lotes, estimándose un tiempo de operación cada 30 [min].

$$V_{fc} = \frac{FC_{11}}{\varphi_{mezcla}} = 1,27 [m^3]$$

Para lo cual se seleccionó un filtro de placa y marcos de la compañía Xinxiang Remont Machinery Co., Ltd., modelo BAY80/890-35U con una cámara de filtrado de 1,4 [m<sup>3</sup>], área de filtrado de 80 [m<sup>2</sup>] y con un número de 62 platos. Este equipo tiene la capacidad de trabajar a presiones de 0,5 [MPa] y una potencia de 3,2 [kW].

### 6.13 CINTAS TRANSPORTADORAS (C.1)

Para el diseño de la correa, es necesario determinar la potencia, velocidad y rendimiento de esta, además del espesor del material sobre la correa. Para empezar se determina la

potencia necesaria, la cual se calcula como la suma entre la potencia de la correa vacía (potencia necesaria para mover la correa misma) y la potencia para transportar el material en terreno plano, mediante las siguientes ecuaciones:

$$P_{vacía} = \frac{(A * L)}{100} * s$$

$$P_{plano} = m * \left( \frac{0,48 * 0,00302 * L}{100} \right)$$

Dónde:

A= Constante = 0,88 (Tchobanoglous, 1993).

L = Longitud de la correa que para este caso será de 6[m].

s= Velocidad de la correa, se recomienda 0,3[m/s] 88 (Tchobanoglous, 1993).

m= Flujo másico= 9,77[ton/h].

Con lo cual:

$$P_{vacía} = 0,01584[HP]$$

$$P_{plano} = 0,00085[HP]$$

Por lo tanto la potencia tota requerida es de:

$$P_{total} = 0,01669[HP]$$

Este equipo también operará por 1,7 [h] en el caso del cuesco de palta y para el caso de la cascara de cebolla 0,17 [h], es por ello que el diseño se llevó a cabo bajo las condiciones para cuesco de palta (que es el mayor caudal).

#### **6.14 EVAPORADOR (EV.1c)**

El procedimiento a seguir para la determinación del evaporador para extracto de cáscara de cebolla es idéntico al de extracto de cuesco de palta. Seleccionándose finalmente, un evaporador de triple efecto, de acuerdo a la economía del proceso (véase sección 8.1.1).

#### **6.15 SECADOR (S.2)**

Considerando el flujo másico de agua a retirar, la temperatura de ingreso de aire y la temperatura de salida de aire, se seleccionó el equipo secador a partir de lo disponible en el mercado. El secador seleccionado corresponde a la marca Galaxie Modelo 1612, capaz de retirar un flujo volumétrico de agua de 29 [L/h] y trabajar a temperaturas de entrada y salida del aire de 250 y 100 [°C] respectivamente. Este modelo tiene un consumo de combustible de 34000 [kcal/h] y un consumo eléctrico de 4 [kW/h]. Además tiene las dimensiones o espacio requerido de 3 x 3,50 [m] y altura de 4,80 [m].

#### **6.16 MÁQUINA ENVASADORA (ET.1)**

Para envasar el producto final de extracto de cuesco de palta, se selecciona una máquina envasadora marca M&J Machinery Engineer CO. Ltd. modelo LCS, con una capacidad máxima de 3000 [kg/h] y una potencia de 3,2 [kW].

#### **6.17 MÁQUINA ENVASADORA (ET.2)**

Para envasar el producto final de extracto de cáscara de cebolla se selecciona una maquina envasadora marca BESTURN, modelo DXDF-1000, con una capacidad máxima de 60 [kg/h] y una potencia de 2,2 [kW].

## REFERENCIAS

Doran, P. 2012. Bioprocess Engineering Principles., 2<sup>da</sup> edición, Elsevier.

Cengel, A. 2011. Transferencia de Calor y Masa. 4ta Edición. McGraw-Hill.

Haslego, C., and Polley, G. 2002. Designing Plate and Frame heat exchangers. Part I Chemical Eng.Prog. pág. 32 a 37.

Kern, D. 1999. Process heat transfer.Japón: McGraw-Hill.

Marín, J. y S. Guillén. 2013. Diseño y cálculo de intercambiadores de calor monofásicos. 1<sup>ra</sup> edición. Parainfo. Madrid, España.

McCabe, W., J. Smith and P. Harriott. 2007. Operaciones unitarias en ingeniería química. 6<sup>ta</sup> Edición. 1217 pp. México, D.F.: Editorial McGraw-Hill.

Nuñez, T. y Tapia, N. 2010. Evaluación técnico económica de una planta de producción de galacto-oligosacáridos a partir de suero de leche para su uso como prebiótico. Memoria de título no publicada, Escuela de Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.

Olaeta, J., M. Schwartz, P. Undurraga, S. Contreras. Utilización de la semilla de palta (Persea americana Mill.) CV. Hass como producto agroindustrial. Proceedings VI world avocado congress (Actas VI congreso mundial del aguacate), 12 a 16 de noviembre de 2007, Viña del Mar, 9 pp.

Tchobanoglous, G, Theisen, H. y Vigil, S. 1993. Integrated solid waste management: engineering principles and management issues. Estados Unidos: McGraw-Hill.

Zhucheng Honest Industry and trade Co., Ltd. 2009. Spraying Cleaner specifications, user's manual.

## **CAPÍTULO 7**

### **ORGANIZACIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA**

#### **7.1 ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA**

Las actividades organizadas en la planta involucran a todos los miembros que forman parte del funcionamiento de la empresa, con el fin de coordinar las actividades de trabajo de modo que se realicen de manera eficiente y eficaz con otras personas y a través de ellas. A consecuencia de lo anterior, La planta estará formada por 6 departamentos, los que serán dirigidos por un gerente general (Chiavenato, 2007).

##### **7.1.1 Departamento de producción**

Es uno de los departamentos más importantes, ya que el objetivo es planificar la producción de colorantes a partir del cuesco de palta y de la cáscara de cebolla, permitiendo organizar tiempos y recursos con el fin de obtener el mejor resultado esperado en el menor tiempo y costo.

##### **7.1.2 Departamento de seguridad**

La finalidad de este departamento será garantizar la protección de las personas, los bienes y negocios de la empresa, junto con el normal funcionamiento de los servicios.

##### **7.1.3 Departamento de calidad**

La principal función es velar por el cumplimiento de la política de calidad indicada por la empresa. Donde se establecen normas y patrones deseados del producto o servicio.

#### 7.1.4 Departamento de finanzas

La función consiste en obtener los recursos financieros que la empresa necesita para realizar sus actividades, mantener los sistemas de información adecuados para el control de activos y operaciones de la empresa para proteger el capital invertido.

#### 7.1.5 Departamento de ingeniería

Tiene como función principal el diseño, preparación de norma de producción y mantención del proceso productivo, optimizando el ciclo productivo.

#### 7.1.6 Departamento de recursos humanos

La función radica en crear la condiciones generales para que los trabajadores puedan realizar sus funciones adecuadamente, estableciendo estrategias, políticas, normas y procedimientos del personal. El objetivo es obtener el personal adecuado que requiere la empresa, mantener el equipo de trabajo y velar por el bienestar de las personas.

El organigrama de la empresa se representa por la figura 7.1.

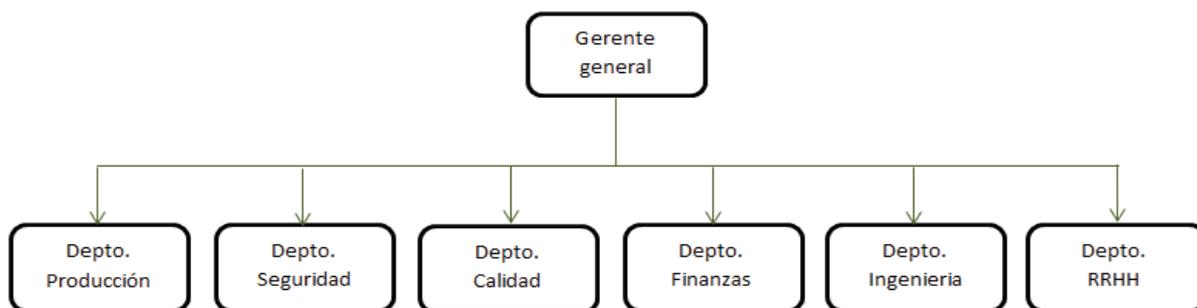


Figura 7.1: Organigrama de la planta productora de colorante natural.

### 7.1.7 Empresas contratistas

Los contratistas estarán a cargo de dos funciones dentro la empresa. Una de ellas es la limpieza dentro y fuera del área de trabajo, incluyendo oficinas administrativas y áreas de procesos. Otra labor importante radica en la entrega de colación a los trabajadores, por lo tanto, se dispone de un casino que brindará almuerzo.

## 7.2 PROGRAMACIÓN DE OPERACIONES Y EQUIPOS

La capacidad de la planta se determinó en función de la cantidad de residuos de palta que se generan en Avomex y la cantidad de cáscara de cebolla que se producen en ferias y pequeñas fábricas de empanadas de la quinta región, estimadas para el año 2026 en 3.173,5 [ton/año], procesándose diariamente 16,82 [ton/d] entre ambas materias primas.

Se determinó que la planta operará todos los días del año de lunes a viernes, con jornada laboral de 9 horas diarias, completando así las 45 horas semanales dispuestas según el artículo 22 del código del trabajo. El detalle de la programación se detallará en la sección 7.3.1 y 7.3.2 para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente.

### 7.2.1 Programación de operaciones para residuo de cuesco de palta

El proceso de obtención de colorante a partir de cuesco de palta operará durante 9 meses de lunes a viernes, siendo 188 días y sin funcionamiento durante los feriados legales. En los meses faltantes, corresponderá a 1 mes y medio de paro de las funciones, y el mes y medio restante será de mantención a los equipos.

El período de las fechas de las actividades se detalla en la Tabla 7.1.

Tabla 7.1 Programación de operaciones para residuo de cuesco de palta.

<b>Operación</b>	<b>Período</b>
Proceso Obtención Colorante	Septiembre a Junio
Paro de Funciones	Junio a Segunda mitad de Julio
Mantención de Equipos	Segunda mitad de Julio a Septiembre

En cuanto al funcionamiento diario de los equipos y el cómo se distribuye dentro de la jornada laboral, es importante mencionar que el proceso diario no es completamente continuo.

En la Tabla 7.2 se representa el trabajo de los equipos a diferentes horarios.

Tabla 7.2: Programación funcionamiento de los equipos para producción de colorante a partir de residuo de cuesco de palta.

<b>Etapas</b>	<b>Horario [hr]</b>
Lavado	8:10 – 9:52
Molienda	8:27 – 12:02
Oxidación	9:02 – 12:12
Extracción	9:12 – 12:57
Separación	9:27 – 13:12
Destilación	10:12 – 13:12
Evaporación	13:12 - 14:12
Secado	14:12 – 16:12
Embalaje	16:12 – 17:12
Almacenamiento	16:20 – 17:30

De acuerdo a la programación de la Tabla 7.2 es importante señalar que algunos equipos operarán al mismo tiempo (véase anexo J Tabla J.1) es decir, mientras se está moliendo se está extrayendo y filtrando. Además como se puede observar, en el horario de funcionamiento luego del secado no se registran horarios de operaciones de equipos, esto se debe a que el tiempo excedente corresponde a tiempos de carga y descarga de la materia prima a los equipos, el cual fue determinado como un 11% aproximadamente del proceso total.

### **7.2.1 Programación de operaciones a partir de cáscara de cebolla**

El proceso de obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla operará durante 11 meses de lunes a viernes, siendo 250 días y sin funcionamiento durante los feriados legales. En el mes restante, corresponderá a mantención de los equipos.

El período de las fechas de las actividades se detalla en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3 Programación de operaciones a partir de residuo de cáscara de cebolla.

<b>Operación</b>	<b>Período</b>
Proceso Obtención Colorante	Febrero a Diciembre
Mantenimiento de Equipos	Enero

De acuerdo a la Tabla 7.3 el mes de enero corresponderá a mantenimiento, este período corresponde a la fecha en que hay menor producción de cebolla de guarda.

Al igual que en el proceso de obtención de colorante a partir de hueso de palta, el funcionamiento diario de los equipos y el cómo se distribuye dentro de la jornada laboral no es completamente continuo (véase anexo J Tabla J.2),

En la Tabla 7.4 se representa el trabajo de los equipos a diferentes horarios.

Tabla 7.4: Programación funcionamiento de los equipos a partir de cáscara de cebolla.

<b>Etapas</b>	<b>Horario [hr]</b>
Lavado	8:00 – 8:10
Molienda	8:10 – 13:10
Extracción	8:40 – 14:40
Separación	9:10 – 15:10
Destilación	10:40 – 15:10
Evaporación	15:10 – 15:13
Secado	15:13 – 16:13
Embalaje	16:13 – 17:13
Almacenamiento	16:20 – 17:30

Para el caso de la obtención de colorante a partir de cáscara de cebolla también se considera un tiempo de carga y descarga de materia prima a los equipos, este tiempo es un 11% aproximadamente del proceso total.

### 7.3 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PERSONAL Y OPERARIOS

Para determinar el número de personal (no operarios) requerido por departamento y número de operarios en cada proceso es necesario dimensionar la magnitud de la operación.

A continuación, en la Tabla 7.5 se adjunta el número de personal requerido por departamento.

Tabla 7.5: Número de personal requerido en cada departamento.

<b>Personal</b>	<b>Número</b>
Gerente General	1
Secretaria Gerente General	1
Jefe Producción y abastecimiento	1
Encargado de ventas	1
Prevención de Riesgo	1
Guardias de Seguridad	2
Jefe de Calidad	1
Analista Químico	1
Jefe Finanzas	1
Contador Auditor	1
Jefe de bodega y logística	1
Ingeniero de Proyecto	1
Jefe RRHH	1
Secretaria RRHH	1
Analista Informático	1
Ingeniería y mantención	1
<b>TOTAL</b>	<b>17</b>

Para la determinación del número de operarios de la planta, se utilizó la fórmula de cálculo del número de horas-hombre basadas en la producción diaria de la planta, mediante la siguiente ecuación (Zomosa, 1983):

$$HH = 15,2 * Q_p^{0,25}$$

Dónde:

HH: [hora hombre/día\*etapa].

Q<sub>p</sub>: Capacidad de la planta [ton/día] = 1,75 [ton/día] (suma de la producción de ambos colorantes).

Por lo tanto:

$$HH = 15,2 * 1,75^{0,25}$$

$$HH = 17,4 \left[ \frac{hh}{d * etapa} \right]$$

Además el número de operarios se puede obtener a partir de la siguiente ecuación (Zomosa, 1983):

$$NO = \frac{HH * n}{n_t * T}$$

Dónde:

*NO*: Número de operarios.

*HH*: [Hora hombre/día etapa].

*n*: Número de etapas que involucra la producción.

*nt*: Número de turnos.

*T*: Horas por turno.

El número de etapas que involucra la producción (*n*) corresponde a todas las etapas necesarias para llevar a cabo el producto final, como se muestra en el capítulo 3, síntesis y selección de procesos, estas corresponden a catorce etapas.

Además se tiene: un turno por día de producción, con nueve horas de trabajo por turno.

$$NO = \frac{17,4 * 14}{1 * 9} = 27$$

Como muestra la Tabla 7.4 las labores operacionales en algunos equipos son de corta duración, por lo tanto se determina que los operarios van a realizar más de una tarea en un día de trabajo, por ejemplo, en el caso del operario que estará en el proceso de lavado, posteriormente estará en el secado.

Para el caso de los operarios finales requeridos por cada etapa que involucran al proceso, el número final se adjunta en la Tabla 7.6

Tabla 7.6: Número de operarios requeridos en cada una de las etapas del proceso.

<b>Operario de Proceso</b>	<b>Número</b>
Recepción - Descarga	
Lavado	4
Molino - Oxidación	
Extracción	
Estanques Almacenamiento	3
Destilación	
Filtro Placa y Marco	
Concentrado	3
Secador Spray	
Envasado - Almacenamiento	4
<b>TOTAL</b>	<b>14</b>

#### 7.4 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

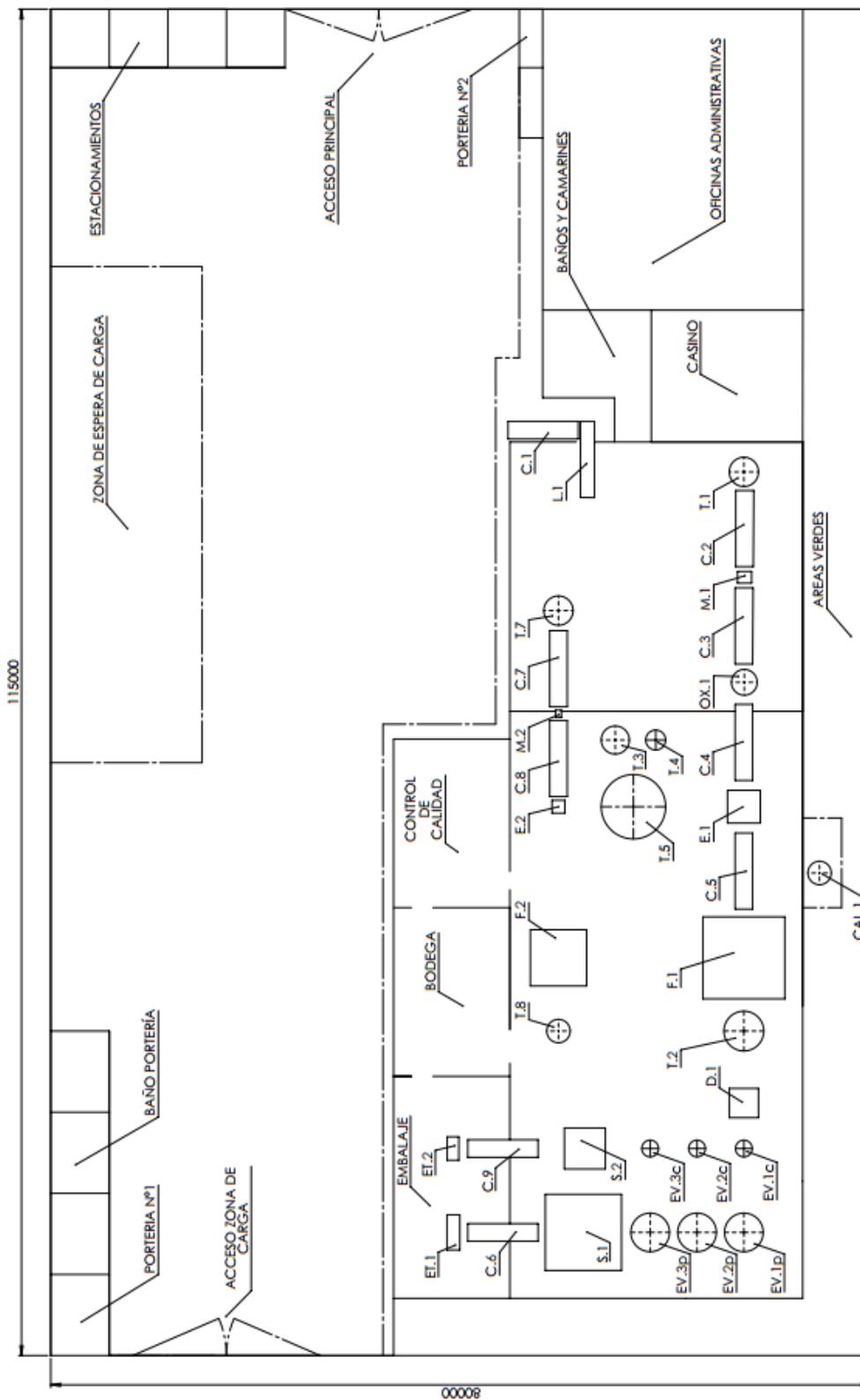
La distribución de la planta es de suma importancia para el correcto funcionamiento y debe estar dispuesta de manera tal que se minimicen los tiempos empleados para desplazarse entre las independencias de la empresa.

Existirán dos edificaciones en la planta, una administrativa y la otra de producción. Ambas edificaciones se encuentran en el mismo terreno pero son independientes. Las oficinas administrativas deben estar lejos de la zona de trabajo para evitar ruidos molestos y zonas peligrosas. En cuanto a la caldera, secadores spray, destiladores y evaporadores, se encontrarán en salas apartes con el fin de evitar situaciones de riesgos y de aislar de las altas temperaturas.

Por lo tanto la distribución física de la planta se realizó considerando lo siguiente:

- Mantener al mínimo el flujo y manipulación de los materiales.
- Mantener al mínimo el movimiento del personal dentro de la planta.
- Consideración de posibles modificaciones en el proceso.
- Consideración de futuras ampliaciones.
- Consideración de zonas peligrosas.

En la figura 7.2 se muestra el plano general de la planta.



NOTAS:  
 ESCALA 1 : 250  
 DIMENSIONES EN MILIMETROS

Figura 7.2: Layout de la planta productora de colorantes naturales.

## REFERENCIAS

Chiavenato, I. 2007. Introducción a la teoría general de la administración. 7ª edición. México: Mcgraw-hill.

Zomosa, A. 1983. Manual de proyectos de ingeniería química. Santiago, Chile: Universidad de Chile.

## **CAPÍTULO 8**

### **EVALUACIÓN ECONÓMICA**

En este capítulo se elaboró una evaluación en términos económicos del proyecto propuesto, considerando los costos como también los ingresos percibidos en el proceso para determinar la factibilidad de este.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se comenzará con la descripción de los costos, que se subdividen en costos de capital (CC) y en costos de operación. La moneda utilizada será el dólar estadounidense [USD] con una conversión a pesos equivalente a 1 USD = 672 CLP; 1UF = 26.345 CLP (referido al 28/12/2016).

#### **8.1 COSTOS DE CAPITAL (CC)**

Los costos de capital corresponden a la sumatoria de los costos de capital fijo (CF) y los costos de capital de trabajo (CT).

Los CF se subdividen en costos de capital fijos directos (CFD) y en costos de capital fijos indirectos (CFI). Los primeros comprenden los bienes durables tales como edificios, maquinarias e instalaciones de diverso tipo; mientras que los segundos corresponden a los gastos en generales, como pago de contratistas, etc.

Para el caso de los CT son aquellos recursos que se requiere para poder operar en una empresa.

##### **8.1.1 Costos de capital fijo directo (CFD)**

Para determinar los CFD se consideró terreno, construcción, equipos, equipos instalados, cañerías, sistema eléctrico y vehículos de transporte de carga.

El costo directo correspondiente a la adquisición de los equipos se compone del precio de venta más el costo de transportarlo desde su origen hasta la planta de procesos. Para determinar el costo de adquisición de los equipos, se estima que el costo del flete y

seguro es un 15% del costo FOB (Free On Board) (Peters, 2003). Este último costo, se aplica solamente a los equipos que deben ser transportados mediante flete por barco.

Para determinar el costo de los intercambiadores de placas, los autores Haslego y Polley (2002) han propuesto la siguiente ecuación, en la cual se considera un intercambiador tipo 316 con un área de intercambio mayor a 18,6 [m<sup>2</sup>]:

$$C = 702 * A^{0,6907} = 28.849[USD]$$

Dónde:

C= costo del equipo, [USD].

A= área de intercambio de calor del equipo [m<sup>2</sup>]= 217[m<sup>2</sup>].

Para el caso del condensador, para calcular su costo, se utilizará la fórmula entregada por Haslego y Polley para intercambiador de tubos y carcasa, cabe señalar que esta fórmula es una buena aproximación para estimar costos de inversión, sabiendo que el condensador es un intercambiador de tubos y carcasa con condensación en tubos verticales. Esta ecuación considera un intercambiador de tubos y carcasa de acero y un área de intercambio de 2052 [m<sup>2</sup>]:

$$C = 7600 + 1186 * A^{0,6} = 122.784[USD]$$

Dónde:

C= costo del equipo, [USD].

A= área de intercambio de calor del equipo [m<sup>2</sup>].

Para la selección del tipo de evaporador (simple, doble o triple efecto), se debe analizar la economía del proceso, para esto se consideró lo siguiente:

- Costo de vapor vivo (C<sub>v</sub>) igual a 6 [USD/ton].
- 1 [UF] igual a 26345 [CLP] referido al 28 de diciembre de 2016.
- 1 [USD] igual a 672 [CLP] referido al 28 de diciembre de 2016.
- El equipo funcionará 250 días (en promedio) al año, con 2 horas de trabajo al día.
- Vida útil de 10 años.

En la Tabla 8.1 se resumen los resultados obtenidos del balance de energía para el evaporador.

Tabla 8.1: Resultado del balance de energía para el evaporador de extracto de cuesco de palta.

Evaporador	Área [m <sup>2</sup> ]	Vapor requerido [Kg/h]	Vapor final generado [Kg/h]
1 efecto	8,73	2.504,54	2.490,00
2 efecto	8,46	1.292,40	1.264,82
3 efecto	8,44	798,12	774,06

Luego, el costo de inversión de los equipos ( $C_i$ ) se obtuvo mediante los valores del año 2009 (Nuñez, 2010), por lo tanto estos valores deben ser llevado al año 2016 ocupando el índice de costo Chemical Engineering Plant Cost Index (ya que los del año 2016 no se encuentran disponibles), finalmente, para estimar el costo de equipos se realizó mediante la siguiente ecuación:

$$C_{i1} = C_{i2} * \frac{Tamaño_1^n}{Tamaño_2} * \frac{CEPCI_2}{CEPCI_1}$$

Dónde:

$C_{i1}, C_{i2}$ : Costo del equipo de referencia y costo del equipo requerido, respectivamente.

$Tamaño_2, Tamaño_1$ : Tamaño de diseño (área) del equipo requerido y del de referencia, respectivamente.

$n$ : Factor de escalamiento, igual a 0,6.

$CEPCI_2, CEPCI_1$ : Índice de costo, Chemical Engineering Plant Cost Index, del año 2015 y del equipo de referencia, respectivamente.

La Tabla 8.2 muestra el valor de los parámetros para determinar el costo de los equipos.

Tabla 8.2: Parámetros a utilizar para la determinación del costo de inversión de evaporadores.

Costo equipo referencia [UF]	Tamaño referencia	CEPCI <sub>2</sub> 2015	CEPCI <sub>1</sub> referencia	n
1317,88	29,06	560,7	508,9	0,6

El costo generado por vapor necesario viene dado por la siguiente ecuación, en la cual el costo está en [UF]:

$$C_s = W * \text{Costo vapor} * \text{horas de funcionamiento al año}$$

Finalmente, se lleva a valor presente todos los costos generados, mediante la siguiente ecuación, en donde P representa la suma de todos los costos en valor presente:

$$P = C_{i2015} + C_s * \left(\frac{P}{A}, 10, 15\right)$$

En la Tabla 8.3 se muestran los resultados de la evaluación económica para evaporador a usar con extracto de cuesco de palta.

Tabla 8.3: Resultado evaluación económica para evaporador a usar con extracto de cuesco de palta.

Evaporador	Costo vapor necesario (Cs)	Costo Equipo 2015	Costo total valor presente (P [UF])	Costo total valor presente (P [USD])
1 efecto	193,7	1.304,9	2.276,9	89.377
2 efecto	99,9	1.250,4	1.751,9	68.769
3 efecto	61,7	1.198,0	1.507,7	59.183

Se procede de igual manera para determinar el evaporador a usar para extracto de cáscara de cebolla, la Tabla 8.4 muestra el resumen de los datos necesarios para el diseño del evaporador, obtenidos a partir del balance de energía para extracto de cáscara de cebolla.

Tabla 8.4: Resultado del balance de energía del evaporador de extracto de cáscara de cebolla

Evaporador	Área [m <sup>2</sup> ]	Vapor requerido [Kg/h]	Vapor final generado [Kg/h]
<b>1 efecto</b>	0,97	33,00	32,00
<b>2 efecto</b>	0,55	16,86	16,04
<b>3 efecto</b>	0,54	11,56	10,75

Y en la Tabla 8.5 se muestran los resultados de la evaluación económica para evaporador a usar con extracto de cáscara de cebolla.

Tabla 8.5: Resultado evaluación para evaporador a usar con extracto de cáscara de cebolla.

Evaporador	Costo vapor necesario (Cs)	Costo Equipo 2015	Costo total valor presente (P [UF])	Costo total valor presente (P [USD])
<b>1 efecto</b>	2,55	188,83	201,63	7.905
<b>2 efecto</b>	1,30	134,34	140,89	5.523
<b>3 efecto</b>	0,89	132,87	137,36	5.385

Por lo tanto, para el secado de los extracto a partir de ambas materia primas, se selecciona un evaporador triple efecto, ya que es el más conveniente en términos económicos.

El cálculo del costo de la cinta transportadora, se llevó a cabo mediante el mismo procedimiento que para el evaporador, tomando en cuenta los siguientes aspectos:

- 1 [USD] igual a 672 [CLP] referido al 28 de diciembre de 2016.
- El equipo funcionará 250 [días] (en promedio) al año, con 2 [horas] de trabajo al día.
- Vida útil de 10 años.

Luego, el costo de inversión de los equipos ( $C_i$ ) se obtuvo mediante los valores del año 2009 (Nuñez, 2010), por lo tanto estos valores deben ser llevado al año 2016 ocupando el índice de costo Chemical Engineering Plant Cost Index (ya que los del año 2016 no se

encuentran disponibles), finalmente, para estimar el costo de equipos se realizó mediante la siguiente ecuación:

$$C_{i1} = C_{i2} * \frac{Tamaño_1^n}{Tamaño_2} * \frac{CEPCI_2}{CEPCI_1}$$

Dónde:

$C_{i1}, C_{i2}$ : Costo del equipo de referencia y costo del equipo requerido, respectivamente.

$Tamaño_2, Tamaño_1$ : Tamaño de diseño del equipo requerido, que para este caso es 6[m] y del de referencia, respectivamente.

$n$ : Factor de escalamiento, igual a 1 (Barlari y Luco, 2012).

$CEPCI_2, CEPCI_1$ : Índice de costo, Chemical Engineering Plant Cost Index, del año 2015 y del equipo de referencia, respectivamente.

La Tabla 8.6 muestra el valor de los parámetros para determinar el costo de la cinta transportadora.

Tabla 8.6: Parámetros a utilizar para la determinación del costo de inversión de la cinta transportadora.

Costo equipo referencia [UF]	Tamaño referencia	CEPCI <sub>2</sub> 2015	CEPCI <sub>1</sub> referencia	n
25.623	5	560,7	585,7	1

Con los valores de la Tabla 8.6 se obtiene el costo de la correa o cinta transportadora (C):

$$C = 29435[USD]$$

Finalmente en la Tabla 8.7 se muestra el costo de todos los equipos seleccionados. En la cual se muestran los costos con el FOB ya incluido en el costo del equipo correspondiente.

Tabla 8.7: Costos de los equipos seleccionados.

Equipo	Sigla	Cantidad	Precio + FOB [USD]	Precio [USD]	Fuente
Cinta Transportadora	C.1	6	-	176.610	Barlari y Luco, 2012
Máquina lavadora de vegetales	L.1	1	9.000	-	Zhucheng Honest Industry and trade
Tanque almacenamiento	T.1	19	-	2.696	Wenco
Tanque almacenamiento	T.7	2	-	284	Wenco
Molino	M.1	1	2.000	-	MCC Group
Molino	M.2	1	1.100	-	Pallmann
Tanque oxidación	OX.1	1	-	5.845	Hesam Chile
Tanque extracción	E.1	1	-	14.522	Hesam Chile
Tanque extracción	E.2	1	-	5.443	Hesam Chile
Filtro prensa	F.1	1	50.000	-	Xinxiang Remont Machinery
Filtro prensa	F.2	1	6.885	-	Xinxiang Remont Machinery
Caldera	CAL.1	1	-	119.917	Molina <i>et al.</i> , 2013
Tanque extracto	T.2	1	-	11.102	Hesam Chile
Tanque extracto	T.8	1	-	4.842	Hesam Chile
Intercambiador de calor	IC.1	1	-	28.849	Haslego y Polley (2002)
Destilador	D.1	1	-	14.362	Hesam Chile
Condensador	CON.1	1	-	123.000	Haslego y Polley (2002)
Tanque solvente	T.5	1	-	11.018	Hesam Chile
Tanque solvente	T.9	1	-	4.653	Hesam Chile
Tanque agua	T.3	1	-	5.998	Hesam Chile
Tanque etanol	T.4	1	-	5.450	Hesam Chile
Evaporadores	EV.1	3	59.183	-	Nuñez y Tapia, 2010
Evaporadores	EV.1c	3	5.385	-	Nuñez y Tapia, 2010
Secador spray	S.1	1	496.000	-	Galaxie
Secador spray	S.2	1	117.000	-	Galaxie
Bombas	B.1	14	-	19.120	PGIC-Ingeniería
Maquina Envasadora	ET.1	1	-	11.270	M&J Machinery
Maquina Envasadora	ET.2	1	-	4500	Besturn
<b>TOTAL por equipo [USD]</b>			<b>746.553</b>	<b>569.431</b>	
<b>TOTAL entregado [USD]</b>			<b>1.513.382</b>		

El terreno a comprar se determinó en base al layout de la planta, el cual se estimó una superficie necesaria para construir de 9200 [m<sup>2</sup>], la cual se ubicará en la región de Valparaíso, en el Camino Internacional, este terreno, alcanza un precio de 1,80 UF por m<sup>2</sup> (Alaluf propiedades). Los demás costos CFD pueden ser expresados como un porcentaje del costos de adquisición de los equipos (Peters *et al.*, 2003), por lo tanto se estimó un 20% en edificación, un 7% en instalaciones de equipos, 3% costos de cañerías, 14%

instalación eléctrica y 10% instrumentación y control de equipos. En la Tabla 8.8 se muestra el resultado de los costos totales fijos directos.

Tabla 8.8: Resultado de los Costos de capital fijo directo.

Ítem	Precio [USD]	Fuente
Terreno	650.000	www.Alaluf.com
Edificación	301.641	
Instalación de equipos	105.574	-
Cañerías	45.246	-
Instalación eléctrica	211.149	-
Instrumentación y control	150.821	-
Montacargas eléctrico	48.000	www.Toyota.com
Equipos instalados	1.513.382	-
<b>Total [USD]</b>	<b>3.028.608</b>	

### 8.1.2 Costos de capital fijo indirecto (CFI)

Se incluyen en estos costos, gastos legales, ingeniería y supervisión, pago a contratistas e imprevistos. Los cuales representan aproximadamente el 2% (Peters *et al.*, 2003) y 32% (Towler G. y R.Sinnott, 2008) respecto a los equipos entregados para gastos legales e ingeniería y supervisión. Para el pago de contratistas un 2% a 8% de los CFD (Peters y Timmeerhaus, 1991), y finalmente, para los imprevistos se considera entre un 5% y 15% de los CFD (Peters y Timmeerhaus, 1991).

En la Tabla 8.9 se resumen los costos de capital fijo indirecto.

Tabla 8.9: Resultado de los Costos de capital fijo indirecto.

Ítem	Precio [USD]
Gastos legales	30.268
Pago a contratistas	151.430
Imprevistos	302.861
Ingeniería y supervisión	484.282
<b>Total [USD]</b>	<b>968.841</b>

### 8.1.3 Costos de capital de trabajo (CT)

Para una planta de procesos, este costo corresponde a la cantidad de dinero invertido en materias primas y suministros, productos finales y productos semi-terminados en proceso de fabricación, gastos de operación como sueldos y cuentas e impuestos por pagar.

Este costo se considera entre un 10% y un 20% del total del costo de capital fijo (Peters *et al.*, 2003), tomándose un valor promedio de 20%, con esto se asegura la correcta operación de los equipos. En la Tabla 8.10 se entrega un resumen del costo de capital.

Tabla 8.10: Resultado de los costos de capital.

<b>Ítem</b>	<b>Precio [USD]</b>
Costo capital fijo directo	3.028.608
Costo capital fijo indirecto	968.841
Costo capital de trabajo	799.490
<b>Total [USD]</b>	<b>4.796.938</b>

## 8.2 COSTOS DE OPERACIÓN

En estos costos se considera el costo de las materias primas, mano de obra, suministros básicos y otros gastos generales.

### 8.2.1 Materia prima

Para este proyecto, la materia prima principal corresponde a residuos de Avomex, fábricas de empanadas y ferias, para lo cual se estima que el costo del kilo de cuesco de palta es un 5% del valor del kg de palta hass, por consiguiente se consideró un precio promedio \$3000 pesos por kg de palta hass (Odepa, 2013).

Para el caso de la cáscara de cebolla sólo se consideran costos de transporte desde los lugares donde se producen los residuos hasta la planta, ya que este residuo no tiene precio de venta (se desecha). Estimándose a través de referencia directa (información de transportistas y comerciantes de cebollas en mercados de Valparaíso) que el transporte tiene un costo de \$80 pesos por km recorrido y que anualmente se recorren aproximadamente 20.000 [km]. De acuerdo a lo mencionado anteriormente, en la Tabla 8.11 se detalla el costo anual de las materias primas.

Tabla 8.11: Costo anual de operación para materias primas.

<b>Materia prima</b>	<b>Cantidad [ton/año]</b>	<b>[USD/año]</b>
Cuesco de palta	3.122	696.875
Transporte cáscara de cebolla	51,5	122.801
<b>Total</b>	<b>3173,5</b>	<b>819.676</b>

### 8.2.2 Mano de obra

Esta sección depende de la cantidad de personal y operarios que se requiere para el adecuado funcionamiento de la planta. Por lo tanto en la Tabla 8.12 se presenta el costo de mano de obra de los trabajadores.

Tabla 8.12: Costo anual mano de obra.

<b>Personal</b>	<b>Sueldo mensual [CLP]</b>	<b>Número</b>	<b>Sueldo mensual [USD]</b>	<b>Total [USD/año]</b>
Operarios	700.000	17	5.952	71.429
Gerente General	3.000.000	1	1.637	19.643
Secretaria Gerente General	800.000	1	4.464	53.571
Jefe Producción y abastecimiento	1.200.000	1	3.274	39.286
Encargado de ventas	800.000	1	17.709	212.508
Prevención de Riesgo	800.000	1	2.679	32.143
Guardias de Seguridad	600.000	2	3.571	42.857
Jefe de Calidad	1.200.000	1	2.232	26.786
Analista Químico	800.000	1	2.976	35.714
Jefe Finanzas	1.200.000	1	4.464	53.571
Contador Auditor	800.000	1	4.167	50.000
Jefe de bodega y logística	1.200.000	1	5.357	64.286
Ingeniero de Proyecto	1.350.000	1	1.935	23.214
Jefe RRHH	1.200.000	1	1.786	21.429
Secretaria RRHH	700.000	1	4.911	58.929
Analista Informático	800.000	1	4.464	53.571
Ingeniería y mantención	1.200.000	1	5.357	64.286
Aseo y Cocina	500.000	8	4.167	50.000
<b>Total</b>			<b>50.818</b>	<b>609.821</b>

### 8.2.3 Suministros básicos

Los suministros básicos son los suministros más importantes para el proceso, entre ellos se destacan: agua, electricidad y combustible.

Respecto a la electricidad, se considera para calcular el consumo de energía eléctrica los equipos presentados en la Tabla 8.13, donde el precio de la energía a nivel industrial es de 0,154[USD/kWh] (Chilquinta, 2016).

Tabla 8.13: Detalle del gasto y costo energético para el proceso productivo.

Equipo	Potencia [kW]	Tiempo de operación [h/d]	Consumo [kWh/d]	N°	Total [kWh/d]	Consumo anual [kWh]	Costo anual [USD/año]
Correa transportadora	0,013	1,87	0,02	6,00	0,14	35,063	6,06
Maquina lavadora (L.1)	4,45	1,87	8,32	1,00	8,32	2080,375	359,91
Molino (M.1)	11,00	3,50	38,50	1,00	38,50	9625	1665,13
Molino (M.2)	2,20	5,00	11,00	1,00	11,00	2750	475,75
Tanque (E.1)	$1,0 \cdot 10^{-5}$	3,75	$3,0 \cdot 10^{-5}$	1	$3,8 \cdot 10^{-5}$	$9,4 \cdot 10^{-3}$	$1,6 \cdot 10^{-3}$
Tanque (T.2)	$2,0 \cdot 10^{-6}$	1,00	$2,0 \cdot 10^{-6}$	1	$2,0 \cdot 10^{-6}$	$5,0 \cdot 10^{-4}$	$8,7 \cdot 10^{-5}$
Tanque (T.5)	$1,0 \cdot 10^{-6}$	3,00	$3,0 \cdot 10^{-6}$	1	$3,0 \cdot 10^{-6}$	$7,5 \cdot 10^{-4}$	$1,3 \cdot 10^{-4}$
Tanque (E.2)	$1,0 \cdot 10^{-5}$	4,00	$4,0 \cdot 10^{-5}$	1	$4,0 \cdot 10^{-5}$	$1,0 \cdot 10^{-2}$	$1,7 \cdot 10^{-3}$
Tanque (T.8)	$3,0 \cdot 10^{-6}$	0,50	$1,5 \cdot 10^{-6}$	1	$1,5 \cdot 10^{-6}$	$3,8 \cdot 10^{-4}$	$6,5 \cdot 10^{-5}$
Tanque (T.9)	$1,0 \cdot 10^{-6}$	4,50	$4,5 \cdot 10^{-6}$	1	$4,5 \cdot 10^{-6}$	$1,1 \cdot 10^{-3}$	$1,9 \cdot 10^{-4}$
Tanque (OX.1)	$2,0 \cdot 10^{-4}$	3,00	$6,0 \cdot 10^{-4}$	1	$6,0 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-1}$	$2,6 \cdot 10^{-2}$
Filtro prensa (F.1)	15,00	3,67	55,05	1,00	55,05	13762,5	2380,93
Filtro prensa (F.2)	3,20	6,00	19,20	1,00	19,20	4800	830,40
Secador spray (S.1)	40,00	1,00	40,00	1,00	40,00	10000	1730,00
Secador spray (S.2)	4,00	1,00	4,00	1,00	4,00	1000	173,00
Máquina envasadora (ET.1)	3,2	2,00	6,40	1	6,40	1606	248,00
Máquina envasadora (ET.2)	2,2	1,00	2,20	1	2,20	552	85
Bombas	1,68*	6,00	10,05	14,00	140,70	35175	6085,28
<b>Total</b>	<b>83,94</b>	<b>151,66</b>	<b>194,75</b>	<b>36</b>	<b>325,51</b>	<b>81386,11</b>	<b>14039,46</b>

\*Potencia promedio de todas las bombas.

Por lo tanto el costo total anual de energía corresponde a 14.039,5 [USD/año].

Respecto al agua a utilizar, esta será agua potable tratada hasta el punto de obtener agua desmineralizada, para lo cual se estimó un costo adicional del 10% del valor referencial de agua en la región de Valparaíso. Este valor referencial corresponde a 802,2 [\$/m<sup>3</sup>] (Esva, 2016).

La Tabla 8.14 muestra los requerimientos y costos de agua en el proceso.

Tabla 8.14: Requerimientos y costos anuales de agua en el proceso productivo.

Procedimiento	Agua requerida [m <sup>3</sup> /año]	Costo anual [\$/m <sup>3</sup> ]	Total [USD/año]
Lavado	8.320	6.674.304	9.932
Extracción	3.043	2.441.094,6	3.632,6
Evaporador	1,80	1.443,96	2,2
Intercambiador de calor	9,02	7.235,9	10,8
Condensador	13.750	11.030.250	16.414
<b>Total</b>	<b>25.125</b>	<b>20.154.328,40</b>	<b>29.992</b>

Por lo tanto el costo anual de agua será de 29.992 [USD/año].

Es necesario proporcionar la suficiente energía calórica al agua líquida, de manera tal que permita la generación vapor de agua, esta energía es originada a través de la combustión del petróleo. Kern, (1999) emplea la siguiente ecuación para calcular el flujo necesario de petróleo:

$$Q_{cal} = mp * C_{pp} * nc$$

Dónde:

$Q_{cal}$ : Calor total requerido por la caldera = 21295334  $\left[\frac{KJ}{d}\right]$ .

$mp$ : Consumo de petróleo  $\left[\frac{Kg}{d}\right]$ .

$C_{pp}$ : Poder calorífico del petróleo = 44000  $\left[\frac{KJ}{Kg}\right]$  (Kern, 1983).

$nc$ : Eficiencia combustión, que para este caso se estimó que sea de un 70% (Kern, 1983),

Finalmente:

$$mp = 69,14 \left[\frac{Kg}{d}\right]$$

Luego: el precio del combustible es de 425,3  $\left[\frac{\$}{L_{combustible}}\right]$ .

Además la densidad del petróleo es 0,82  $\left[\frac{Kg}{L}\right]$ .

Finalmente, el costo anual de combustible por la caldera ( $C_P$ ) es de:

$$C_p = 35860 \left[ \frac{\$}{d} \right] * 250 \left[ \frac{d}{año} \right] * \frac{1[USD]}{672[\$]} = 13341 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

A este valor debe incorporársele el consumo de combustible de los secadores los cuales corresponden a 1.290.000 [kcal/h] y 34.000 [kcal/h] para extracto de cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente, por lo tanto se calcula la cantidad de petróleo necesaria para el secado, mediante:

$$Q_{sec} = mp * C_{pp} * nc$$

Dónde:

$$Q_{sec} = 5539616 \left[ \frac{KJ}{d} \right].$$

$C_{pp}$ : Poder calorífico del petróleo =  $44000 \left[ \frac{KJ}{Kg} \right]$  (Kern, 1983).

$nc$ : Eficiencia combustión, que para este caso se estimó que sea de un 70% (Kern, 1983).

Con lo cual:

$$mp = 18 \left[ \frac{Kg}{d} \right]$$

Y el costo de consumo de combustible:

$$C_p = 3474 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Por lo tanto el costo total de consumo de combustible es:

$$C_{PT} = 16815 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

## 8.2.4 Mantenimiento y reparaciones

Como fue mencionado en el capítulo 7, la planta tendrá un mes (para cada materia prima) de paro de funciones para la mantención de equipos. El costo de mantención y reparación

de la planta se estimó como un 6% del capital fijo de inversión (Peters *et al.*, 2003), por lo cual asciende a un valor de 285.069 [USD/año].

### **8.2.5 Insumos**

Para llevar a cabo la extracción de pigmento es necesario utilizar etanol para la producción de colorante. Su precio es de \$1.404 pesos por litro, provisto por la empresa Química Industrial. La cantidad requerida es de 1.223 [ton/año], teniendo un costo final de 3.238.394 [USD/año].

Otro insumo importante es el envase, como se describió en las secciones 3.1.13 y 3.2.12, los envases a utilizar son baldes plásticos herméticos de 20 [L], con capacidad 15,1 [kg] de producto final. Serán necesarios cerca de 20.000 bidones al año, con un total de 60.000 [USD] (Plásticos Haddad) al año. Además se puede utilizar tres modalidades de envase doypack, 28 [g] (1Oz.), 70[g] (2Oz.) y 100[g] (3Oz.), arrojando un total de 77.000, 30.800 y 21.500 envases respectivamente con un total de 2.800[USD] por año.

### **8.2.6 Suministros de funcionamiento**

Son los suministros ocupados para mantener el proceso en buen funcionamiento, como lubricantes, productos de mantenimiento, etc. Los que no son considerados como materia prima ni mantención. El costo anual de estos suministros se puede estimar en un 7% del costo total de mantenimiento y reparaciones (Timmeerhaus y West, 2003). Lo que equivale a 19.955 [USD/año].

### **8.2.7 Control de calidad**

Este costo se puede tomar entre 5% y 20% del costo del departamento de producción (Peters *et al.*, 2003), para lo cual se estimó en un 5%, ascendiendo el costo a 25.536 [USD/año].

### 8.2.8 Seguros

Se considera como un 1% del capital fijo de inversión (peters *et al.*, 2003), por lo cual asciende a un valor de 47.511 [USD].

### 8.2.9 Gastos generales

Son costos referidos a los costos de suministros de oficina, el cual equivale entre 15% y 25% del costo del departamento de producción (Peters *et al.*, 2003), para lo cual se estimó en un 20%, ascendiendo el costo a 102.143 [USD/año]. Finalmente, en la Tabla 8.15 se muestra el resumen de los costos de operación.

Tabla 8.15: Resultado de los costos de operación.

Ítem	Precio [USD/año]
Costo materia prima	819.676
Costo mano de obra	609.821
Costo suministros básicos	60.846
Costo mantenimiento y reparaciones	287.029
Costo insumos	3.301.194
Costo suministros de funcionamiento	20.092
Costo control de calidad	25.536
Costo seguros	47.838
Costo gastos generales	102.143
<b>Total [USD]</b>	<b>5.275.149</b>

## 8.3 INGRESOS

Los ingresos percibidos corresponden a aquellos generados por la venta del producto, para lo cual se debe determinar el precio del colorante en polvo a partir del valor que ya existe en el mercado.

Para lograr competir en el mercado de colorantes y conseguir desplazar a los colorantes artificiales hasta remplazarlos, se debe comenzar con un precio de producto menor o igual al de los colorantes artificiales, para posteriormente, una vez compitiendo ya en el mercado, equiparar los precios a los de colorantes naturales a nivel mundial. Es por esto

que el precio del colorante polvo de extracto de cáscara de cebolla tendrá un valor de 10 [USD/100g de colorante] comparado con el valor de colorante caramelo (Servicio Nacional de Aduanas) mientras que el colorante polvo de extracto de cuesco de palta 16 [USD/100g de colorante], este precio es internacional y se determinó mediante investigación propia.

A consecuencia de lo mencionado anteriormente, por 1,73 [ton/d] de colorante a partir de cuesco de palta se obtiene un ingreso anual de 6.920.000 [USD/año].y por cada 25,75 [kg/d] de colorante a partir de cáscara de cebolla se obtiene un ingreso anual de 64.375 [USD/año].

#### **8.4 RENTABILIDAD DEL PROYECTO**

Para poder conocer la rentabilidad del proyecto es necesario incorporar los efectos tributarios de la depreciación, impuestos, utilidades y pérdidas para analizar la rentabilidad del proyecto.

La rentabilidad del proyecto se determinó mediante el procedimiento de cuadro de 5 columnas, considerándose un impuesto a la renta del 25% de acuerdo al artículo 20 de la Ley de Impuesto a la Renta a partir del 2015. Y la depreciación solo se aplica para la infraestructura (40 años) y los equipos (15 años) que se devalúan mediante el transcurso de los años por su utilización y antigüedad. Según lo que propone el Servicio de Impuestos Internos de Chile a través de las tablas de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado.

Al finalizar la vida útil de los equipos, se consideró que estos no tendrán valor residual.

En la Tabla 8.16 se observa el procedimiento de cuadro de 5 columnas, por consiguiente se ocupó depreciación acelerada en la cual se depreciará durante cinco y trece años para equipos y edificación respectivamente. Se consideró una TRMA (tasa de retorno mínima aceptada) del 10%.

Tabla 8.16: Tabla de las cinco columnas para determinación de la rentabilidad.

Año	FAI	DEP		FSI	IMP	FDI
		Equipos	Edificación			
2016	-4.796.938	-	-			-4.796.938
2017	1.702.718	218.315	16.416	1.467.987	366.997	1.335.721
2018	1.545.166	218.315	16.416	1.310.435	327.609	1.217.557
2019	1.382.876	218.315	16.416	1.148.145	287.036	1.095.839
2020	1.215.704	218.315	16.416	980.974	245.243	970.461
2021	1.043.506	218.315	16.416	808.775	202.194	841.312
2022	866.129		16.416	849.713	212.428	653.700
2023	683.417		16.416	667.002	166.750	516.667
2024	495.212		16.416	478.797	119.699	375.513
2025	301.348		16.416	284.932	71.233	230.115
2026	279.851		16.416	263.435	65.859	213.992

Dónde:

FAI: Flujo neto antes de impuesto.

DEP: Depreciación de equipos y edificación.

FSI: Flujo neto sin impuesto.

IMP: Impuesto.

FDI: Flujo después de aplicado el impuesto.

Con estos datos se calculó el VAN (valor actual neto) y el TIR (la tasa interna de retorno), obteniéndose valores de 1.658.221 (USD) y 13% respectivamente. El resultado tanto de TIR y VAN se discutirán más adelante en la sección 9.

## 8.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se realizará un análisis de sensibilidad del precio del producto ya que esta variable afecta directamente a la rentabilidad del proyecto. Se consideró tres precios de producto para colorante a partir de cuesco de palta, el inicial, que corresponde a 16 [USD/100g colorante], un precio igual al de los colorantes naturales, que corresponde a 97,9 [USD/100g colorante] y un precio intermedio correspondiente a 56,4 [USD/100g colorante].

Este análisis también se realizó en base a tres distintos precios de compra de cuesco de palta y del etanol necesario para el proceso de extracción de colorante. Es importante mencionar que no es indispensable realizar un análisis de sensibilidad a la cáscara de cebolla ya que se determinó inicialmente en el capítulo 8 que esta no tendrá costo, además que la producción de colorante a partir de cáscara de cebolla es mínima en comparación a las cantidades producidas a partir de cuesco de palta, en otras palabras su influencia se consideró despreciable para realizar el análisis de sensibilidad, sumado a que los principales costos son respecto a la línea de producción de colorante a partir de cuesco de palta. Los precios de cuesco de palta a analizar son: 0,22; 0,34 y 0,45 [USD/kg cuesco], siendo 0,22[USD/kg cuesco] el precio actual del cuesco, suponiendo que el precio del kilogramo de palta corresponde a \$3.000 pesos.

### 8.5.1 Análisis de sensibilidad del precio de cuesco de palta, para colorante a partir de cuesco de palta

Se consideró la variación del precio de venta del colorante en polvo a partir de cuesco de palta y el precio de compra del cuesco, la TRMA utilizada es del 10%.

En la figura 8.1 se puede observar como se ve afectado el VAN del proyecto al considerar los 3 precios diferentes de venta de colorante en polvo a partir de cuesco de palta versus diferentes valores de cuesco de palta.

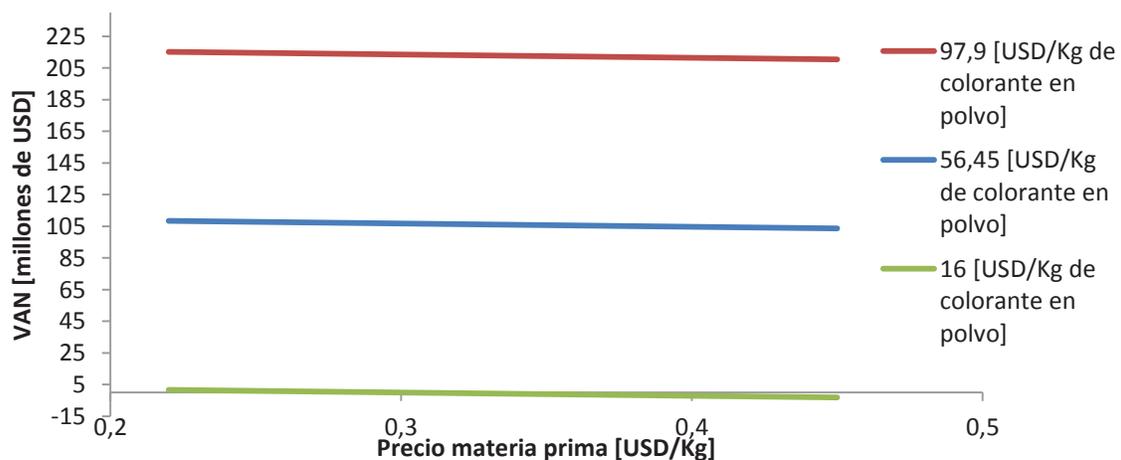


Figura 8.1: Variación del VAN en función del costo del cuesco de palta y precio colorante en polvo a partir de cuesco de palta.

De acuerdo a la figura 8.1 se puede determinar que para precio de compra de cuesco de palta igual a 0.3 [USD/kg cuesco] con precio de venta del producto en 16 [USD/kg de colorante en polvo], el VAN resulta igual a cero. Para precios de venta de colorante en polvo de 56,45 y 97,9 [USD/kg de colorante en polvo], el VAN es siempre positivo, para los valores analizados de cuesco de palta.

A continuación se muestra en la figura 8.2 la variación de la tasa interna de retorno (TIR) para los precios analizados de venta de colorante y de cuesco de palta.

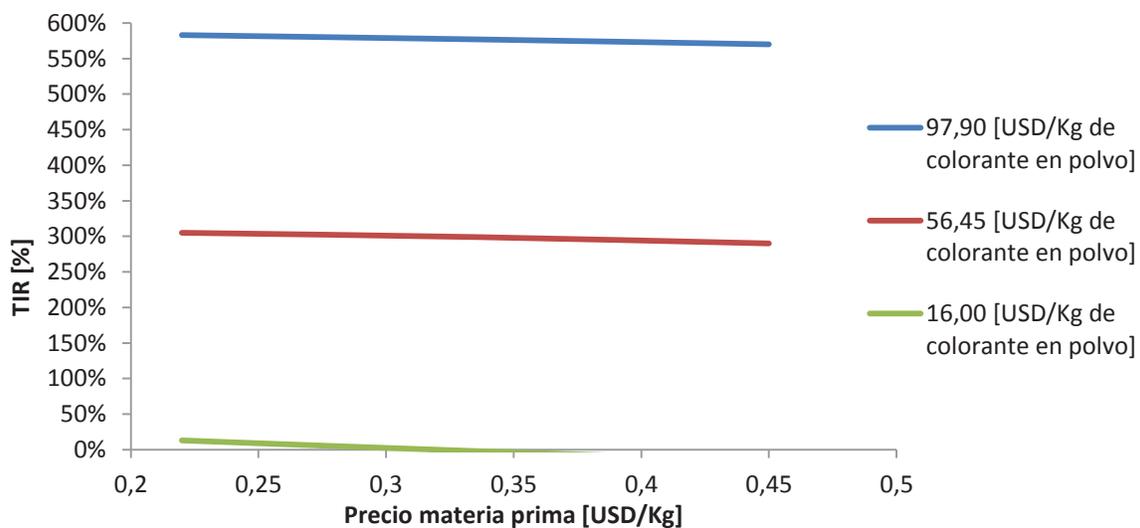


Figura 8.2: Variación del VAN en función del costo del cuesco de palta y precio colorante en polvo a partir de cuesco de palta.

En la figura 8.2 se puede observar que para un precio de venta de colorante de 16 [USD/kg de colorante] y un costo de cuesco de 0,24 [USD/kg de cuesco] se obtiene un TIR menor que la TRMA, lo que quiere decir es que se le exige mucho al proyecto, resultando ser menos conveniente llevarlo a cabo ya que en mayor tiempo se recupera la inversión, a pesar de tener VAN positivo. Mientras que para precios de venta de 56,45 y 97,9 [USD/kg de colorante en polvo], el TIR es siempre mayor a la TRMA, para los valores analizados de cuesco de palta.

### 8.5.2 Análisis de sensibilidad del precio y cantidad a utilizar de etanol para colorante a partir de cuesco de palta

Se consideró la variación del precio de venta del colorante en polvo a partir de cuesco de palta y el precio de compra del etanol, la TRMA utilizada es del 10%.

En la figura 8.3 se puede observar como se ve afectado el VAN del proyecto al considerar 3 precios diferentes de venta de colorante en polvo a partir de cuesco de palta versus diferentes valores de etanol.

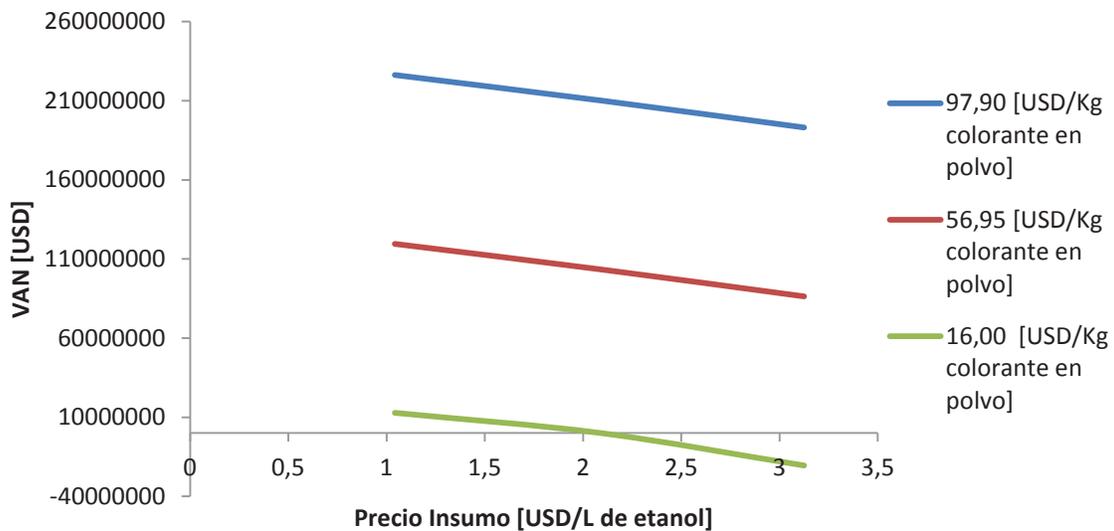


Figura 8.3: Variación del VAN en función del costo de etanol para distintos precios de venta de colorante de cuesco de palta.

De acuerdo a la figura 8.3 se puede determinar que para que el proyecto siga siendo rentable, el máximo precio de compra de etanol debe ser de 1,8 [USD/L de etanol] para mantener el precio de venta del producto en 16 [USD/kg de colorante en polvo], ya que el VAN sigue siendo mayor que cero.

Para precios de venta de colorante en polvo de 56,95 y 97,90 [USD/kg de colorante en polvo] el VAN resulta ser positivo para precios máximos de etanol de 3,14 [USD/L de etanol].

En la figura 8.4 se puede observar como se ve afectado el TIR del proyecto al considerar 3 precios diferentes de venta de colorante en polvo a partir de cuesco de palta versus diferentes valores de etanol.

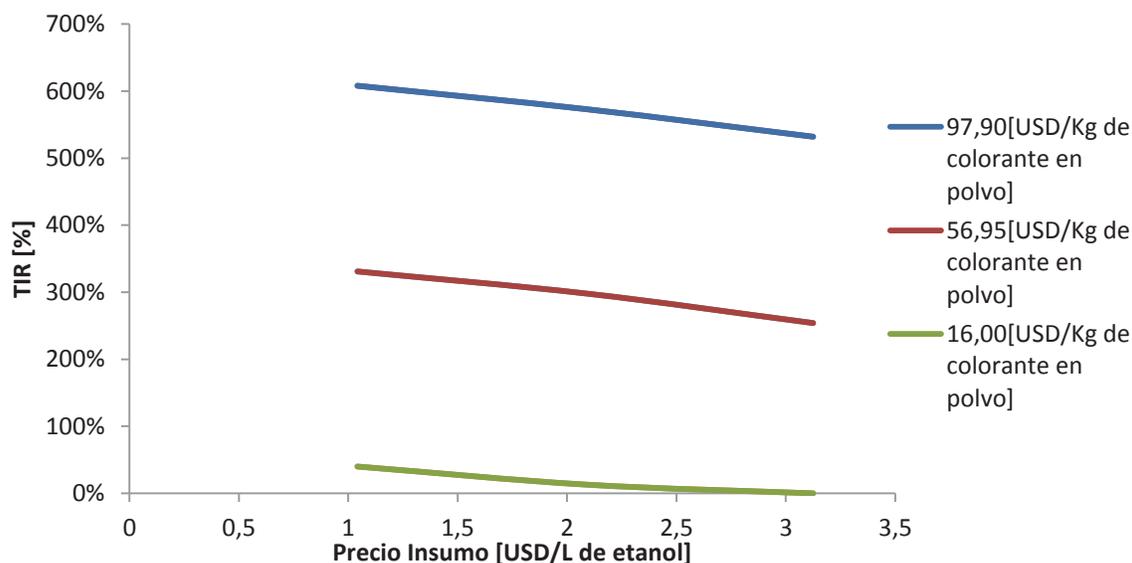


Figura 8.4: Variación del TIR en función del costo del colorante en polvo a partir de cuesco de palta y el costo de etanol.

En la figura 8.4 se puede observar que un precio de compra de etanol mayor a 2,4 [USD/L de etanol] se obtiene un TIR igual a cero, lo que quiere decir es que se le exige mucho al proyecto, resultando ser menos conveniente llevarlo a cabo ya que en mayor tiempo se recupera la inversión.

El análisis de sensibilidad según cantidad de etanol ocupado en extracción, se realizó considerando una mejora en la eficiencia de extracción del 20% y 40%, es decir ocupando 1240 y 930 [m<sup>3</sup>/año] respectivamente. Estos valores se compararon con la cantidad inicial de etanol a utilizar, es decir 1550 [m<sup>3</sup>/año].

Los resultados del análisis se muestran en las figuras 8.5 y 8.6 a continuación.

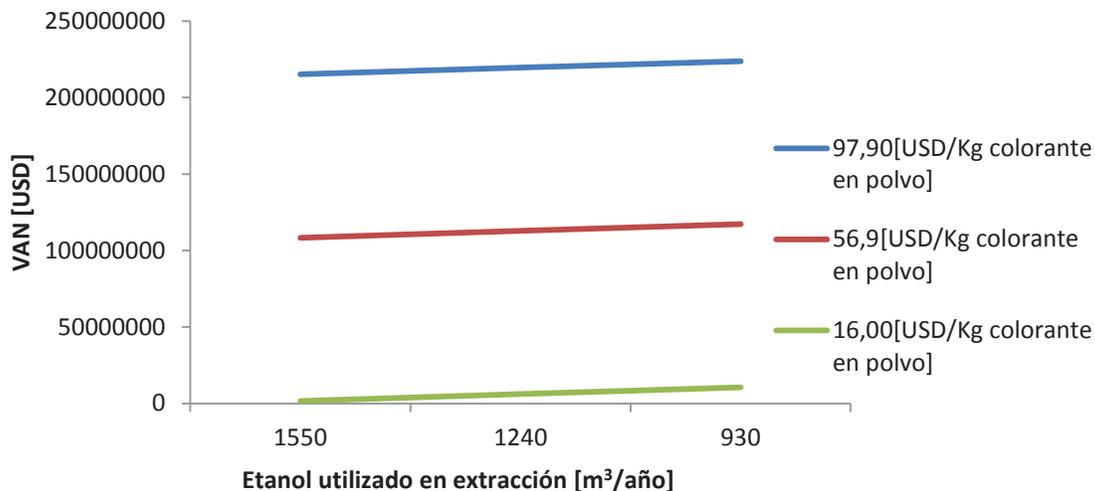


Figura 8.5: Variación del VAN en función de la cantidad de etanol a usar, para distintos precios de venta de colorante de cuesco de palta.

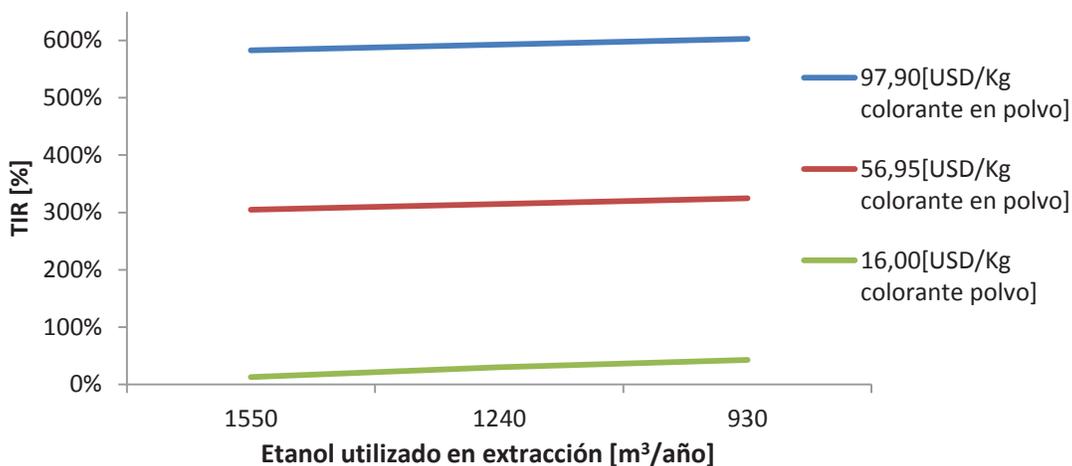


Figura 8.6: Variación del VAN en función de la cantidad de etanol a usar, para distintos precios de venta de colorante de cáscara de cebolla.

Para precios de venta de 16 [USD/Kg colorante polvo], al aumentar la eficiencia en la utilización de etanol en un 20%, es decir utilizando 1.240 [m³/año], el VAN aumenta hasta 6.108.186 [USD], es decir un aumento del 270% y si la eficiencia aumenta un 40%, es decir utilizando 930 [m³/año], el VAN aumenta hasta 10.545.479 [USD], es decir un aumento del 530%, mientras que para el caso del TIR este aumenta hasta 30 y 43% para un aumento en la eficiencia del 20 y 40% respectivamente.

## REFERENCIAS

Alaluf. Precios propiedades y terrenos por regions. En: [www.Alaluf.com](http://www.Alaluf.com) (en línea). 2017 (referido el 27 de Mayo 2017). Disponible en: [http://www.alaluf.com/resultados.php?cod\\_obj=1&cod\\_tipo\\_prop=6&cod\\_com=5501&cod\\_prop=0&rec=0](http://www.alaluf.com/resultados.php?cod_obj=1&cod_tipo_prop=6&cod_com=5501&cod_prop=0&rec=0).

Peters, M. S., y Timmerhaus, K. D. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGrawHill. New York.

Peters M., K.Timmerhaus y R.West. (2003). Analysis of Costs Estimation. In: Plant Design and Economics for Chemical Engineers,5 ed, .pp. 235-275. New York: McGraw-Hill.

Towler G. y R.Sinnott. 2008. Costing and Project Evaluation. In: Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, pp. 297-392. California: Elsevier.

## **CAPÍTULO 9**

### **DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES**

#### **9.1 CONCLUSIONES**

Se estudió y evaluó la factibilidad técnico económico de una planta para la elaboración de colorantes naturales, a partir de los residuos cuesco de palta y cáscara de cebolla. Se abordaron distintos aspectos, tales como el mercado del producto hasta el diseño del proceso y de la planta entre otras.

Del estudio de mercado puede concluirse que un colorante natural a partir de residuos, es un producto novedoso que usualmente no se elabora en las industrias, lo cual genera una ventaja al no existir competencia frente a este mercado.

Para el caso de la factibilidad técnica del proceso, esta se ratificó mediante distintos estudios previos de procesos similares y estudios teóricos presentes en bibliografía utilizada, lo cual conllevó a una serie de estudios en laboratorio para lograr obtener datos e información necesaria para el proceso, como temperatura óptima, tiempo de extracción, número óptimo de lotes de extracción, entre otras. De acuerdo a lo mencionado anteriormente se concluye que es totalmente viable extraer pigmentos a partir de residuos y que si se indagara o estudiara más en temas similares quizás se podrían explotar características de residuos que hoy en día no se han aprovechado.

A partir del análisis de factibilidad económica se puede concluir que este proyecto es rentable, ya que se obtuvo un VAN de 1.658.221 [USD] para una TRMA del 10% y además se obtuvo una tasa interna de retorno (TIR) de 13%. Asimismo, el estudio de sensibilidad indica que es un proyecto rentable en amplios márgenes, ya que permite obtener ganancias inclusive si la materia prima aumenta considerablemente de precio.

## 9.2 DISCUSIÓN

Los valores tanto de TIR como VAN se explican por el bajo costo considerado en las materias primas, esto debido a que por su naturaleza de residuos, no se obtuvieron precios reales de ventas. Para el caso de la determinación final del precio del colorante en polvo, se estimó de acuerdo a los precios publicados a partir de los colorantes artificiales, sin embargo si se hubiera considerado competir directamente con los precios de venta de los colorantes naturales publicados por industrias como Maiwa y Dharma Trading, el valor de TIR y VAN, resultan ser valores muy elevados. Estos precios elevados de ventas de colorantes naturales se pueden explicar a la fuerte demanda que existe hacia los colorantes de tonalidades rojizas, amarillas y anaranjadas, situación que coincide con el estudio de mercado realizado en supermercados.

Para el estudio de mercado, no existió información actual acerca del mercado de colorantes, por lo cual se debió realizar un estudio en terreno. Este estudio pudo haber ocasionado que no se manejaran datos estadísticos precisos, sin embargo de acuerdo a lo mencionado anteriormente, la decisión de sustituir los colores que ya han sido mencionados durante todo el proyecto, hace pensar que estas tonalidades son fuertemente demandadas, lo cual provoca un elevado precio de venta (Ley de Oferta y Demanda).

Por otra parte, los valores obtenidos a través del TIR y VAN, se puede deber, a que la producción histórica de palta, no presentó una tendencia clara a lo largo de los años, lo cual ocasionó que se estimara la proyección con una proyección promedio, siendo una producción bastante alta en comparación a otros años.

Respecto al proceso de obtención de colorante a través de sistemas de lotes de extracción, este pudo influir directamente en la rentabilidad del proyecto, ya que al privilegiar varios lotes al día, provoca que el resto de los equipos se diseñen para que operen en el menor tiempo posible, lo cual provoca que en el caso del secador funcione en cortos tiempos, ocasionando un mayor gasto energético y que los equipos sean de gran tamaño para recibir el flujo total diario en pocas horas.

### 9.3 RECOMENDACIONES

Se recomienda ahondar aún más en el estudio de laboratorio, probando otros solventes, temperaturas y razones, para lograr aumentar el rendimiento del proceso entre otros aspectos.

Se sugiere el estudio de otros residuos para darle la funcionalidad como materia prima, ya que en este proyecto se demostró que los residuos pueden revalorizarse obteniendo posiblemente en otros casos una alta rentabilidad.

Respecto al hueso y cáscara agotada se recomienda analizar su composición, para determinar si existen moléculas de interés como taninos u otro que pueda tener valor comercial, sino determinar algún uso o destino para este residuo, ya que podría utilizarse para combustible de caldera, compostaje u otra función como digestión anaerobia para la generación de energía para la misma planta.

## NOMENCLATURA

<b>Corriente</b>	<b>Contenido</b>	<b>[kg/d]</b>
FC <sub>1</sub>	Cáscara de cebolla con residuos	206
FC <sub>2</sub>	Agua de lavado para cáscara de cebolla	103
FC <sub>3</sub>	Agua descartada del proceso de lavado	103
FC <sub>4</sub>	Cáscara de cebolla lavada	206
FC <sub>5</sub>	Cáscara de cebolla molida	206
FC <sub>6</sub>	Solvente etanol-agua 1ª extracción para cáscara de cebolla	3685,34
FC <sub>6agua</sub>	Agua en FC <sub>6</sub> para cáscara de cebolla	2060
FC <sub>6etanol</sub>	Etanol en FC <sub>6</sub> para cáscara de cebolla	1625,34
FC <sub>7</sub>	Salida de sólidos 1ª extracción para cáscara de cebolla	3891,34
FC <sub>7ca</sub>	Cáscara agotada húmeda en FC <sub>7</sub> Salida 1ª extracción para cáscara de cebolla	181,28
FC <sub>7ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>7</sub> Salida 1ª extracción para cáscara de cebolla	24,72
FC <sub>7agua</sub>	Agua en FC <sub>7</sub> Salida 1ª extracción para cáscara de cebolla	2060
FC <sub>7etanol</sub>	Etanol en FC <sub>7</sub> Salida 1ª extracción para cáscara de cebolla	1625,34
FC <sub>8</sub>	Extracto de cáscara de cebolla	3036,21
FC <sub>8ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>8</sub> para cáscara de cebolla	16,44
FC <sub>8agua</sub>	Agua en FC <sub>8</sub> Salida 1ª separación para cáscara de cebolla	1687,96
FC <sub>8etanol</sub>	Etanol en FC <sub>8</sub> Salida 1ª separación para cáscara de cebolla	1331,80
FC <sub>9</sub>	Salida recirculada cáscara agotada 1ª separación	855,13
FC <sub>9ca</sub>	Cáscara agotada húmeda recirculada en FC <sub>9</sub>	181,28
FC <sub>9ss</sub>	Sólidos solubles recirculados en FC <sub>9</sub> para cáscara de cebolla	8,28
FC <sub>9agua</sub>	Agua recirculada en FC <sub>9</sub> para cáscara de cebolla	372,04
FC <sub>9etanol</sub>	Etanol recirculada en FC <sub>9</sub> para cáscara de cebolla	293,54
FC <sub>10</sub>	Solvente etanol-agua 2ª extracción para cáscara de cebolla	3685,34
FC <sub>11</sub>	Salida de sólidos 2ª extracción para cáscara de cebolla	4540,47
FC <sub>11ca</sub>	cáscara agotada húmeda en FC <sub>11</sub> Salida 2ª extracción para cáscara de cebolla	181,28
FC <sub>11ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>11</sub> Salida 2ª extracción para cáscara de cebolla	8,28
FC <sub>11agua</sub>	Agua en FC <sub>11</sub> Salida 2ª extracción para cáscara de cebolla	2432,04
FC <sub>11etanol</sub>	Etanol en FC <sub>11</sub> Salida 2ª extracción para cáscara de cebolla	1918,88
FC <sub>12</sub>	Cáscara agotada Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	967,05
FC <sub>12ca</sub>	Cáscara agotada húmeda en FC <sub>12</sub> Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	181,28
FC <sub>12agua</sub>	Agua en FC <sub>12</sub> Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	439,23
FC <sub>12etanol</sub>	Etanol en FC <sub>12</sub> Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	346,55
FC <sub>13</sub>	Extracto de cáscara de cebolla	3573,42
FC <sub>13ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>13</sub> para cáscara de cebolla	8,28
FC <sub>13agua</sub>	Agua en FC <sub>13</sub> Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	1992,81
FC <sub>13etanol</sub>	Etanol en FC <sub>13</sub> Salida 2ª separación para cáscara de cebolla	1572,33
FC <sub>15</sub>	Corriente de vapor salida destilación para cáscara de cebolla	6272,59
FC <sub>15agua</sub>	Agua en FC <sub>15</sub> salida destilación para cáscara de cebolla	3387,20
FC <sub>15etanol</sub>	Etanol en FC <sub>15</sub> salida destilación para cáscara de cebolla	2885,39
FC <sub>18</sub>	Corriente líquida salida destilación para cáscara de cebolla	337,03
FC <sub>18ss</sub>	Sólidos solubles en FC <sub>18</sub> salida destilación para cáscara de cebolla	24,72
FC <sub>18agua</sub>	Agua en FC <sub>18</sub> salida destilación para cáscara de cebolla	293,57
FC <sub>18etanol</sub>	Etanol en FC <sub>18</sub> salida destilación para cáscara de cebolla	18,74
FC <sub>16</sub>	Agua fresca para 1ª y 2ª extracción para cáscara de cebolla	732,80
FC <sub>17</sub>	Etanol fresco para 1ª y 2ª extracción para cáscara de cebolla	365,29
FC <sub>19</sub>	Corriente de salida concentrado para cáscara de cebolla	287,59
FC <sub>19agua</sub>	Agua en FC <sub>19</sub> de salida concentrado para cáscara de cebolla	268,85

FC <sub>19</sub> etanol	Etanol en FC <sub>19</sub> de salida concentrado para cáscara de cebolla	18,74
FC <sub>20</sub>	Corriente concentrada de entrada secador para extracto cáscara de cebolla	49,44
FC <sub>20</sub> ss	Sólidos solubles en FC <sub>20</sub> de entrada secador para extracto cáscara de cebolla	24,72
FC <sub>20</sub> agua	Agua en FC <sub>20</sub> de entrada secador para extracto cáscara de cebolla	24,72
FC <sub>21</sub>	Corriente aire de entrada secador para extracto cáscara de cebolla	1097,6
FC <sub>22</sub>	Corriente aire de salida secador para extracto cáscara de cebolla	1139
FC <sub>22</sub> agua	Agua en FC <sub>22</sub> secador para extracto cáscara de cebolla	23,99
FC <sub>23</sub>	Colorante en polvo a partir de cáscara de cebolla	25,75
FC <sub>23</sub> ss	Sólidos solubles en FC <sub>23</sub> secador para extracto cáscara de cebolla	24,72
FC <sub>23</sub> agua	Agua en FC <sub>23</sub> secador para extracto cáscara de cebolla	1,03

[ton/d]

FP <sub>1</sub>	Cuesco con residuos	16,61
FP <sub>2</sub>	Agua de lavado para cuesco de palta	33,21
FP <sub>3</sub>	Agua descartada del proceso de lavado	33,21
FP <sub>4</sub>	Cuesco lavado	16,61
FP <sub>5</sub>	Cuesco molido	16,61
FP <sub>6</sub>	Cuesco molido oxidado	16,61
FP <sub>7</sub>	Solvente etanol-agua 1 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	74,27
FP <sub>7</sub> agua	Agua en FP <sub>7</sub> para cuesco de palta	41,52
FP <sub>7</sub> etanol	Etanol en FP <sub>7</sub> para cuesco de palta	32,76
FP <sub>8</sub>	Salida de sólidos 1 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	90,88
FP <sub>8</sub> CA	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>8</sub>	14,95
FP <sub>8</sub> SS	Salida sólidos solubles en FP <sub>8</sub> para cuesco de palta	1,66
FP <sub>8</sub> agua	Salida agua en FP <sub>8</sub> 1 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	41,51
FP <sub>8</sub> etanol	Salida etanol en FP <sub>8</sub> 1 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	32,76
FP <sub>9</sub>	Extracto de cuesco de palta	67,63
FP <sub>9</sub> SS	Sólidos solubles en FP <sub>9</sub> para cuesco de palta	1,28
FP <sub>9</sub> agua	Agua en FP <sub>9</sub> Salida 1 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	37,09
FP <sub>9</sub> etanol	Etanol en FP <sub>9</sub> Salida 1 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	29,26
FP <sub>10</sub>	Salida recirculada de cuesco agotado 1 <sup>a</sup> separación	23,25
FP <sub>10</sub> CA	Cuesco agotado húmedo recirculado en FP <sub>10</sub>	14,95
FP <sub>10</sub> SS	Sólidos solubles recirculados en FP <sub>10</sub>	0,38
FP <sub>10</sub> agua	Agua recirculada en FP <sub>10</sub> para cuesco de palta	4,43
FP <sub>10</sub> etanol	Etanol recirculada en FP <sub>10</sub> para cuesco de palta	3,50
FP <sub>11</sub>	Solvente etanol-agua 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	74,27
FP <sub>12</sub>	Salida de sólidos 2 <sup>a</sup> extracción 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	97,52
FP <sub>12</sub> CA	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>12</sub> salida 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	14,95
FP <sub>12</sub> ss	Sólidos solubles en FP <sub>12</sub> salida 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	0,38
FP <sub>12</sub> agua	Agua en FP <sub>12</sub> salida 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	45,95
FP <sub>12</sub> etanol	Etanol en FP <sub>12</sub> salida 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	36,25
FP <sub>13</sub>	Cuesco agotado salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	23,72
FP <sub>13</sub> CA	Cuesco agotado húmedo en FP <sub>13</sub> salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	14,95
FP <sub>13</sub> agua	Agua en FP <sub>13</sub> salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	4,90
FP <sub>13</sub> etanol	Etanol en FP <sub>13</sub> salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	3,87
FP <sub>14</sub>	Extracto de cuesco de palta	73,80
FP <sub>14</sub> ss	Sólidos soluble en FP <sub>14</sub> de cuesco de palta	0,38
FP <sub>14</sub> agua	Agua en FP <sub>14</sub> salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	41,04
FP <sub>14</sub> etanol	Etanol en FP <sub>14</sub> salida 2 <sup>a</sup> separación para cuesco de palta	32,38
FP <sub>16</sub>	Corriente de vapor salida destilación para cuesco de palta	133,13
FP <sub>16</sub> agua	Agua en FP <sub>16</sub> salida destilación para cuesco de palta	71,89
FP <sub>16</sub> etanol	Etanol en FP <sub>16</sub> salida destilación para cuesco de palta	61,24

FP <sub>19</sub>	Corriente líquida salida destilación para cuesco de palta	8,3
FP <sub>19ss</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>19</sub> salida destilación para cuesco de palta	1,66
FP <sub>19agua</sub>	Agua en FP <sub>19</sub> salida destilación para cuesco de palta	6,24
FP <sub>19etanol</sub>	Etanol en FP <sub>19</sub> salida destilación para cuesco de palta	0,40
FP <sub>17</sub>	Agua fresca 1 <sup>a</sup> y 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	11,14
FP <sub>18</sub>	Etanol fresco 1 <sup>a</sup> y 2 <sup>a</sup> extracción para cuesco de palta	4,27
FP <sub>20</sub>	Corriente de salida concentrado para cuesco de palta	4,98
FP <sub>20agua</sub>	Agua en FP <sub>20</sub> de salida concentrado para cuesco de palta	5,58
FP <sub>20etanol</sub>	Etanol en FP <sub>20</sub> de salida concentrado para cuesco de palta	0,40
FP <sub>21p</sub>	Corriente concentrada de entrada secador para extracto de cuesco de palta	3,32
FP <sub>21ss</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>21</sub> de entrada secador para extracto de cuesco de palta	1,66
FP <sub>21agua</sub>	Agua en FP <sub>21</sub> de entrada secador para extracto de cuesco de palta	1,66
FP <sub>22</sub>	Corriente aire de entrada secador para extracto de cuesco de palta	15,15
FP <sub>23</sub>	Corriente aire de salida secador para extracto de cuesco de palta	16,99
FP <sub>23agua</sub>	Agua en FP <sub>23</sub> secador para extracto de cuesco de palta	1,59
FP <sub>24</sub>	Colorante en polvo a partir de cuesco de palta	1,73
FP <sub>24ss</sub>	Sólidos solubles en FP <sub>24</sub> secador para extracto de cuesco de palta	1,66
FP <sub>24agua</sub>	Agua en FP <sub>24</sub> secador para extracto de cuesco de palta	0,07

## ANEXOS

### ANEXO A

#### DETERMINACIÓN TIEMPO ÓPTIMO DE OXIDACIÓN

Tabla A.1: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cuesco de palta a distintos tiempos de oxidación.

TIEMPO DE OXIDACIÓN [MIN]	CONCENTRACIÓN [gr/10ml]	VOLUMEN DE FILTRACIÓN [mL]	PIGMENTO TOTAL POR MATRAZ [gr]	PROMEDIO PIGMENTO TOTAL [gr]
5	0,018	41	0,769	0,742
	0,018		0,752	
	0,018	40	0,726	
	0,018		0,720	
10	0,018	40	0,736	0,740
	0,018		0,726	
	0,018	41	0,754	
	0,018		0,746	
15	0,017	40,5	0,697	0,698
	0,016		0,688	
	0,017	41	0,698	
	0,017		0,711	
20	0,016	42	0,685	0,660
	0,016		0,694	
	0,016	39	0,634	
	0,016		0,629	
25	0,016	40,5	0,659	0,631
	0,016		0,653	
	0,015	40	0,613	
	0,014		0,598	
30	0,015	41	0,621	0,628
	0,015		0,638	
	0,015	40	0,626	
	0,0157		0,628	

Tabla A.2: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cuesco de palta a distintos tiempos de oxidación.

<b>TIEMPO DE OXIDACIÓN [MIN]</b>	<b>ABSORBANCIA</b>	<b>FD</b>	<b>ABSORBANCIA * FD</b>	<b>PROMEDIO ABSORBANCIA * FD</b>
<b>5</b>	0,799	5	3,995	4,045
	0,795	5	3,975	
	0,814	5	4,070	
	0,828	5	4,140	
<b>10</b>	0,815	6	4,890	4,9335
	0,824	6	4,944	
	0,827	6	4,962	
	0,823	6	4,938	
<b>15</b>	0,824	5	4,120	4,14
	0,828	5	4,140	
	0,829	5	4,145	
	0,831	5	4,155	
<b>20</b>	0,803	5	4,015	3,933
	0,798	5	3,990	
	0,772	5	3,860	
	0,773	5	3,865	
<b>25</b>	0,746	5	3,730	3,729
	0,740	5	3,700	
	0,723	5	3,615	
	0,774	5	3,870	
<b>30</b>	0,666	5	3,330	3,454
	0,681	5	3,405	
	0,716	5	3,580	
	0,700	5	3,500	

## ANEXO B

### DETERMINACIÓN DEL SOLVENTE, RAZÓN A UTILIZAR Y ANÁLISIS ANOVA PARA TOMA DE DECISIONES

En la Tabla B.1 y B.3 se detallan los resultados obtenidos para el cuesco de palta a absorbancias de 472 (nm) y cáscara de cebolla a absorbancias de 421 (nm) respectivamente, a distintas condiciones de solvente y razón, cabe señalar que se tomaron dos matraces por condición y además de estos se tomaron muestras por duplicado (que aparecen como A.1 y A.2) obteniéndose por lo tanto para cada condición, resultados por cuadruplicado

Tabla B.1: Resultados de absorbancia del extracto de cuesco de palta con distintos solventes y razones.

Solvente	Razón solvente	ABSORBANCIA						FD	FD*absorbancia promedio
		Matraz 1		Matraz 2		Promedio absorbancia matraz 1 y 2			
		A.1	A.2	B.1	B.2				
Agua 100%	1/5	0,430	0,437	0,41	0,414	0,423	4	1,691	
	1/7	0,352	0,355	0,354	0,354	0,354	4	1,415	
	1/10	0,291	0,29	0,293	0,298	0,293	4	1,172	
Etanol 100%	1/5	0,488	0,459	0,476	0,472	0,474	4	1,895	
	1/7	0,426	0,530	0,346	0,33	0,408	4	1,632	
	1/10	0,265	0,251	0,187	0,186	0,222	4	0,889	
Etanol 50%	1/5	0,775	0,790	0,727	0,733	0,756	4	3,025	
	1/7	0,604	0,621	0,593	0,588	0,601	4	2,406	
	1/10	0,436	0,445	0,412	0,415	0,427	4	1,708	

En cuanto a los sólidos totales obtenidos, también se tienen resultados por cuadruplicado, los que se observan en la Tabla B.2 y B.4 para cuesco de palta y cáscara de cebolla respectivamente

Tabla B.2: Resultados de sólidos totales obtenidos para el cuesco de la palta con distintos solventes y razón sólido/solvente.

SOLVENTE	RAZÓN SOLVENTE	PIGMENTO TOTAL SÓLIDOS EXTRAÍDOS EN MATRAZ (GR)				
		MATRAZ 1		MATRAZ 2		PROMEDIO
		A.1	A.2	B.1	B.2	PIGMENTO TOTAL 1 Y 2
<b>Agua 100%</b>	1/5	0,649	0,645	0,651	0,682	0,657
	1/7	0,680	0,682	0,661	0,708	0,683
	1/10	0,767	0,761	0,728	0,723	0,745
<b>Etanol 100%</b>	1/5	0,627	0,636	0,599	0,614	0,619
	1/7	0,639	0,618	0,677	0,655	0,647
	1/10	0,607	0,613	0,596	0,581	0,599
<b>Etanol 50%</b>	1/5	0,768	0,707	0,779	0,767	0,755
	1/7	0,819	0,805	0,793	0,815	0,808
	1/10	0,809	0,815	0,855	0,877	0,839

Tabla B.3: Resultados de absorbancia del extracto de cáscara de cebolla con distintos solventes y razones.

SOLVENTE	RAZÓN SOLVENTE	ABSORBANCIA						
		Matraz 1		Matraz 2		Promedio	FD	Promedio FD*Absorbancia
		A.1	A.2	B.1	B.2	absorbancia matraz 1 y 2		
<b>AGUA 100%</b>	1/20	0,507	0,520	0,625	0,645	0,574	9	5,168
	1/25	0,513	0,505	0,463	0,496	0,494	9	4,448
	1/30	0,399	0,390	0,512	0,501	0,450	9	4,054
<b>ETANOL 100%</b>	1/20	0,230	0,248	0,229	0,223	0,232	9	2,092
	1/25	0,198	0,181	0,212	0,199	0,197	9	1,777
	1/30	0,146	0,139	0,167	0,193	0,161	9	1,451
<b>ETANOL 50%</b>	1/20	0,565	0,596	0,597	0,571	0,582	9	5,240
	1/25	0,393	0,425	0,419	0,416	0,413	9	3,719
	1/30	0,355	0,351	0,364	0,462	0,383	9	3,447

Tabla B.4: Resultados de sólidos totales obtenidos para cáscara de cebolla con distintos solventes y razón sólido/solvente.

SOLVENTE	RAZÓN SOLVENTE	PIGMENTO TOTAL SÓLIDOS EXTRAÍDOS EN MATRAZ (GR)				
		MATRAZ 1		MATRAZ 2		PROMEDIO PIGMENTO
		A.1	A.2	B.1	B.2	TOTAL 1 Y 2
<b>AGUA 100%</b>	1/20	0,212	0,210	0,182	0,169	0,193
	1/25	0,215	0,208	0,186	0,191	0,200
	1/30	0,221	0,245	0,190	0,195	0,213
<b>ETANOL 100%</b>	1/20	0,090	0,106	0,099	0,097	0,098
	1/25	0,103	0,106	0,109	0,106	0,106
	1/30	0,110	0,101	0,117	0,125	0,113
<b>ETANOL 50%</b>	1/20	0,255	0,264	0,275	0,262	0,264
	1/25	0,266	0,269	0,231	0,202	0,242
	1/30	0,243	0,228	0,259	0,249	0,245

Posterior a la obtención de los datos de los ensayos realizados anteriormente, se procedió a realizar un análisis estadístico llamado ANOVA o análisis de varianzas, este es un método que permite determinar si es que diferentes tratamientos muestran diferencias significativas o puede suponerse que sus medias no difieren, por lo tanto se aplica en aquellos casos en que se tiene una variable respuesta de tipo continuo con uno o más factores, para luego determinar si existe influencia de los tratamientos aplicados, es decir si las diferencias entre los resultados son fruto del error mismo de medición o no. Lo que se busca es que la variación entre grupos de experimento sea máxima pero que la variación intragrupos sea mínima. En conclusión el método consiste en una serie de cálculos estadísticos que finalmente dan como resultado un factor (F), este factor se compara con otro factor para las mismas condiciones, tabulado en Tablas ANOVA y se compara para un nivel de significancia del 5%. Si el factor tabulado es menor al obtenido se concluye que los resultados son diferentes y que no están dentro del rango del error. (Canavos, 1988)

A continuación mediante la Tabla B.5 se detalla la configuración de las Tablas de análisis de ANOVA.

Tabla B.5: Detalle de la configuración de la Tabla de análisis para toma de decisiones mediante ANOVA

<b>Fuentes de variación</b>	<b>G.L.</b>	<b>SC</b>	<b>CM</b>	<b>F</b>	<b>F, Tabla</b>
Entre grupos Tratamientos	k-1	SCA	CMA=SCA/G.L.	CMA/CME	Es el valor correspondiente desde la tabla de ANOVA
Intra-grupo Error	(n-1)k	SCE			
Total	Kn-1	SCT	CME=SCE/G.L.		

Dónde:

G.L.: Grados de libertad

SC: Suma de los cuadrados

SCT: Suma cuadrados totales:  $(\sum(Valor_{trat} - Media_{total})^2)$

SCE: Suma del cuadrado del error:  $(SCT - SCA)$

SCA: Suma de los cuadrados del tratamiento  $(\sum(Media_{trat} - Media_{total})^2 * k)$

CM: Suma de los cuadrados medios

F: Factor, es una distribución tabulada en las tablas ANOVA. Se compara para un nivel de significancia del 5% (0,05), que es la probabilidad de rechazar una hipótesis nula siendo cierta.

k: Número de tratamientos.

n: Número de observaciones en cada tratamiento.

Luego de explicado el método de análisis ANOVA, se procede a aplicar el método, a las Tablas B.1, B.2, B.3 y B.4 para determinar cuáles son las condiciones que predominan en los diferentes ensayos realizado.

Tabla B.6: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla B.1.

Solvente	Razón solvente	Absorbancia total promedio	FD	Absorbancia promedio*FD	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
Agua 100%	1/5	0,423	4	1,691	1,426	1,760	1,735	3,283	1,547
	1/7	0,354	4	1,415					
	1/10	0,293	4	1,172					
Etanol 100%	1/5	0,472	4	1,895	1,472				
	1/7	0,408	4	1,632					
	1/10	0,222	4	0,889					
Etanol 50%	1/5	0,756	4	3,025	2,380				
	1/7	0,602	4	2,406					
	1/10	0,427	4	1,708					

Tabla B.7: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla B.6

Fuentes de variación	G.L.	SC	CM	F	F <sub>(2,6)</sub> Tabla
Entre grupos Tratamientos	2	1,735	0,867	3,369	5,1430
Intra-grupo Error	6	1,547			
Total	8	1,735	0,867		

Por lo tanto como se puede observar en las Tablas B.6 y B.7, en cuanto a absorbancia obtenida, los resultados están dentro del rango del error, el factor obtenido F es menor al de la Tabla estadística de ANOVA, es decir, estadísticamente son iguales, pero esto no ocurre para los sólidos extraídos obtenidos, ya que el factor obtenido es mayor al de la tabla, es decir existe una clara diferencia entre las condiciones de extracción, por esta razón se elige el solvente etanol a la razón 1/5.

Tabla B.8: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla B.2.

Solvente	Razón solvente	Promedio pigmento	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
Agua 100%	1/5	0,657	0,695	0,706	0,049	0,057	0,009
	1/7	0,683					
	1/10	0,745					
Etanol 100%	1/5	0,620	0,622				
	1/7	0,647					
	1/10	0,599					
Etanol 50%	1/5	0,755	0,800				
	1/7	0,808					
	1/10	0,838					

Tabla B.9: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla B.8.

Fuente de variación	GL	SC	CM	F	F <sub>(2,6)</sub> Tabla
Entre grupos Tratamientos	2	0,049	0,024	16,562	5,143
Intra-grupo Error	6	0,009			
Total	8	0,057	0,002		

Como el factor F obtenido es mayor al factor tabulado para ANOVA, se concluye que esta diferencia en los resultados no es producto de error de medición. Finalmente se elige la condición que mejor resultado arrojó, esta corresponde a 50% de etanol como solvente.

Finalmente para determinar las condiciones de proceso para el extracto de la cáscara de cebolla se realizó ANOVA a lo siguiente.

Tabla B.10: Resultados de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla B.3.

Solvente	Razón	Media matraz	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
AGUA 100%	1/20	5,168	4,557	4,346	0,265	2,772	2,505
	1/25	4,4483					
	1/30	4,054					
ETANOL 50%	1/20	5,240	4,135				
	1/25	3,719					
	1/30	3,447					

De acuerdo a la Tabla B.10 es importante mencionar se descartó como solvente el etanol al 100%, ya que arrojó resultados muy bajos, es por esto que no forma parte del análisis ANOVA

Tabla B.11: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla B.10.

FV	GL	SC	CM	F	$F_{(2,6)}$ TABLA
entre grupos tratamiento	2	0,266	0,133	0,319	5,143
intra grupo error	6	2,505			
Total	8	2,772	0,417		

Como el factor F obtenido es menor al tabulado quiere decir que las variaciones en las muestras son producto del error de medición (estadísticamente, los datos son iguales),

por lo tanto se elige la opción económicamente más favorable, sumado al resultado de la Tabla B.13, esto es etanol al 50% como solvente, en una razón 1/20 sólido/solvente.

Tabla B.12: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los Resultados de la Tabla B.4.

Solvente	Razón	Media matraz	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
AGUA 100%	1/20	0,194	0,2025	0,2266	0,0035	0,0040	0,0005
	1/25	0,2005					
	1/30	0,213					
ETANOL 50%	1/20	0,264	0,2508				
	1/25	0,242					
	1/30	0,245					

Tabla B.13: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla B.12.

FV	GL	SC	CM	F	F <sub>(2,6)</sub> TABLA
Entre grupos tratamiento	2	0,0035	0,0018	21,544	5,143
Intra grupo error	6	0,0005			
Total	8	0,0040	8,14E-05		

Finalmente como el factor obtenido es mayor que el tabulado la Tabla B.11, se opta por elegir como solvente etanol al 50% como solvente.

## ANEXO C

### DETERMINACIÓN DE TEMPERATURA ÓPTIMA Y ANÁLISIS ANOVA PARA TOMA DE DECISIONES

Tabla C.1: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cuesco de palta a distintas temperaturas.

Temperatura [°C]	Volumen de Filtración [ml]	Concentración [gr/10ml]	Pigmento Total por matraz [gr]	Promedio Pigmento Total [gr]
65	43	0,014	0,622	0,640
		0,014	0,619	
	44	0,014	0,654	
		0,014	0,663	
70	43	0,014	0,616	0,614
		0,014	0,603	
	41	0,014	0,619	
		0,014	0,620	
75	41	0,015	0,621	0,628
		0,015	0,638	
	40	0,015	0,626	
		0,015	0,628	

Tabla C.2: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cuesco de palta a distintas temperaturas.

Temperatura [°C]	Absorbancia	FD	Absorbancia * FD	Promedio Absorbancia * FD
65	0,800	5	4	3,853
	0,765		3,825	
	0,759		3,795	
	0,759		3,795	
70	0,559	5	2,795	2,821
	0,552		2,760	
	0,581		2,905	
	0,565		2,825	
75	0,666	5	3,330	3,453
	0,681		3,405	
	0,716		3,580	
	0,700		3,500	

Tabla C.3: Resultado sólidos totales extraídos obtenido a partir de cáscara de cebolla a distintas temperaturas.

Temperatura [°C]	Volumen de Filtración [ml]	Concentración [gr/10ml]	Pigmento Total por matraz [gr]	Promedio Pigmento Total [gr]
65	48	0,005 0,005	0,255 0,264	0,264
	49	0,005 0,005	0,275 0,262	
70	46	0,006 0,006	0,292 0,284	0,268
	46	0,006 0,006	0,257 0,241	
75	47	0,006 0,006	0,285 0,287	0,289
	45	0,006 0,006	0,287 0,297	

Tabla C.4: Resultado absorbancias multiplicada por el factor de dilución (FD) obtenidos a partir de cáscara de cebolla a distintas temperaturas.

Temperatura [°C]	Absorbancia	FD	Absorbancia * FD	Promedio Absorbancia * FD
65	0,565	9	5,085	5,240
	0,596		5,364	
	0,597		5,373	
	0,571		5,139	
70	0,757	11	8,327	8,266
	0,765		8,415	
	0,735		8,085	
	0,749		8,239	
75	0,780	12	9,360	9,848
	0,772		9,264	
	0,868		10,416	
	0,862		10,344	

Tabla C.5: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla C.1.

Temperatura [°C]	Valor tratamiento	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
65°C	0,6162	0,6148	0,6278	0,00096	0,0031	0,0022
	0,6033					
	0,6190					
	0,6204					
70°C	0,6219	0,6286				
	0,6383					
	0,6260					
	0,6280					
75°C	0,6226	0,6400				
	0,6192					
	0,6542					
	0,6639					

Tabla C.6.: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla C.5.

FV	GL	SC	CM	F	F TABLA
Entre grupos tratamiento	2	0,0010	0,0005	0,6637	9,5
Intra-grupo error	3	0,0022			
Total	5	0,0031	0,0005		

De acuerdo a los factores F obtenidos en la Tabla C.6, no hay diferencia en cuanto a pigmento obtenido a distintas temperaturas, o sea, con las tres condiciones se obtiene estadísticamente, la misma cantidad de pigmento, bajo esta premisa se utilizará la menor temperatura (por fines económicos), pero para una determinación de temperatura más precisa se analiza también la absorbancia obtenida.

Tabla C.7: Análisis ANOVA extracto cuesco de palta para los resultados obtenidos de la Tabla C.2.

Temperatura [°C]	Valor tratamiento	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
65°C	2,795	2,8213	3,3763	1,6261	2,2445	0,6184
	2,760					
	2,905					
	2,825					
70°C	3,330	3,4538				
	3,405					
	3,58					
	3,500					
75°C	4,000	3,8538				
	3,825					
	3,795					
	3,795					

Tabla C.8: Resultado de análisis ANOVA extracto cuesco de palta, para los datos de la Tabla C.7.

FV	GL	SC	CM	F	F TABLA
Entre grupos tratamiento	2	1,6261	0,8130	3,9444	9,5
Intra-grupo error	3	0,6184			
Total	5	2,2445	0,8130		

En la Tabla C.8, al igual que en la tabla C.6, se obtiene un factor menor al factor tabulado para ANOVA, es decir, que con las tres temperaturas de extracción se obtiene la misma cantidad de color, es por esta razón que se elige la menor temperatura para realizar el procedimiento de extracción a partir de cuesco de palta, la cual corresponde a 65 [°C].

Tabla C.9: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla C.3.

Temperatura [°C]	Valor Tratamiento	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
65 °C	0,255	0,264	0,274	0,001	0,003	0,002
	0,264					
	0,275					
	0,264					
70 °C	0,292	0,268				
	0,284					
	0,257					
	0,241					
75°C	0,285	0,289				
	0,287					
	0,281					
	0,297					

Tabla C.10: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla C.9.

FV	GL	SC	CM	F	F TABLA
Entre grupos tratamiento	2	0,001	0,0005	0,660	5,143
Intra grupo error	3	0,002			
Total	5	0,003			

Para la cáscara de cebolla tenemos que los factores F obtenidos en la Tabla C.10, no hay diferencia en cuanto a pigmento obtenido a distintas temperaturas, por ende se ocupará la menor temperatura. Para corroborar esto se analiza absorbancia obtenida.

Tabla C.11: Análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla para los resultados obtenidos de la Tabla C.4.

Temperatura [°C]	Valor Tratamiento	Media tratamiento	Media general	SCA	SCT	SCE
65 °C	5,085	5,140	7,800	36,266	45,095	8,830
	5,204					
	5,253					
	5,139					
70 °C	8,327	8,2665				
	8,415					
	8,085					
	8,239					
75°C	9,630	9,986				
	9,664					
	10,416					
	10,344					

Tabla C.12: Resultado de análisis ANOVA extracto cáscara de cebolla, para los datos de la Tabla C.11.

FV	GL	SC	CM	F	F TABLA
Entre grupos tratamiento	2	36,266	18,113	6,112	5,143
Intra-grupo error	3	8,830			
Total	5	45,095	2,976		

Dado que el factor obtenido en la Tabla C.12 es mayor al factor tabulado, se concluye que estadísticamente las diferencias no son fruto del error de medición y la temperatura seleccionada será de 75[°C] ya que a esta se obtiene mayor coloración.

## ANEXO D

### DETERMINACIÓN DEL TIEMPO DE EXTRACCIÓN ÓPTIMO

Para el caso del cuesco de palta, en la Tabla D.1 se muestran los valores obtenidos de absorbancia a una longitud de onda de 472 [nm].

Tabla D.1: Resultados tiempo de extracción para extracto de cuesco de palta.

TIEMPO [min]	ABSORBANCIA 1	ABSORBANCIA 2	PROMEDIO 1 y 2
5	0,699	0,729	0,714
10	0,796	0,695	0,745
15	0,785	0,765	0,775
20	0,624	0,610	0,617
25	0,687	0,697	0,692
30	0,694	0,690	0,692
35	0,631	0,606	0,618
40	0,793	0,722	0,757
45	0,591	0,579	0,585

Para el caso de la cáscara de cebolla, en la Tabla D.2 se muestran los valores obtenidos de absorbancia a una longitud de onda de 421 [nm].

Tabla D.2: Resultados tiempo de extracción para extracto de cáscara de cebolla.

TIEMPO [min]	ABSORBANCIA 1	ABSORBANCIA 2	PROMEDIO 1 y 2
5	0,432	0,429	0,431
10	0,814	0,819	0,816
15	0,913	0,922	0,917
20	0,792	0,793	0,792
25	0,744	0,750	0,747
30	0,901	0,890	1,074
35	0,815	0,824	1,019
40	1,121	1,110	1,115

## ANEXO E

### DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE LOTES ÓPTIMOS

Para determinar el número de lotes necesarios para la obtención de pigmento de los extractos, se realizaron ensayos de sólidos totales y de absorbancias para ambas materias primas, las cuales se observa en las Tablas E.1, E.2 respectivamente para el cuesco de palta y las Tabla E.3 y E.4 respectivamente para la cascara de cebolla.

Tabla E.1: Resultados de sólidos extraídos totales del extracto de cuesco de palta, según lote de extracción.

Número de Lotes	Peso capacho		Capacho + muestra		Peso seco gr		Volumen matraz (ml)	Concentración gr/10 ml		Pigmento total (gr)		Pigmento total A y B	%
	A	B	A	B	A	B		A	B	A	B		
1	0,469	0,471	0,664	0,670	0,195	0,199	45	0,019	0,019	0,876	0,896	0,886	77,289
2	0,510	0,552	0,553	0,593	0,043	0,041	46	0,004	0,004	0,198	0,190	0,194	16,953
3	0,464	0,522	0,479	0,537	0,016	0,015	43	0,002	0,002	0,068	0,064	0,066	5,758
					suma		134			suma		1,146	100

A partir de la Tabla E.1 se pudo determinar la cantidad de solvente que se recupera luego de cada extracción. Esta cantidad se obtuvo de acuerdo a la cantidad de solvente inicial que se utiliza para extraer el primer lote, el cual corresponde a 50 [mL], luego se sacó un promedio de los tres valores de volumen de matraz, obteniéndose un promedio final de 44,57 [mL], lo que indica que el 89,33% se recircula.

De acuerdo a los porcentajes de sólidos extraídos por cada lote de cuesco de palta, se determina que la cantidad ideal de número de lotes por cada extracción corresponde a 2 lotes. Luego para determinar la concentración de pigmento final tenemos que por cada 134 [mL] de solvente, hay 1,146 [g] de pigmento, lo que arroja una concentración final de 0,01 [ton/m<sup>3</sup>] de pigmento.

Tabla E.2: Resultado de la absorbancia del extracto de cuesco de palta según número de lotes. .

Número de Lotes	Absorbancia 472 nm		FD	Absorbancia * FD		Promedio absorbancia A y B	%
	A	B		A	B		
1	0,595	0,620	7	4,165	4,340	4,253	65,162
2	0,901	0,890	2	1,802	1,780	1,791	27,444
3	0,489	0,476	1	0,489	0,476	0,483	7,394
				suma		6,526	100

Tabla E.3: Resultados de sólidos extraídos totales del extracto de la cascara de cebolla, según lote de extracción.

Número de Lotes	Peso capacho		Capacho + muestra		Peso seco gr		Volumen matraz (ml)	Concentración gr/10 ml		Cantidad Pigmento total (gr)		Promedio Pigmento total A y B	%
	A	B	A	B	A	B		A	B	A	B		
1	0,445	0,571	0,512	0,639	0,067	0,067	39	0,007	0,262		0,264	0,263	66,5
2	0,417	0,441	0,433	0,457	0,016	0,016	52,5	0,002	0,085		0,085	0,085	21,6
3	0,413	0,421	0,421	0,430	0,007	0,008	56	0,001	0,044		0,049	0,047	11,9
					suma		148			suma		0,395	100

A partir de la Tabla E.3 se pudo determinar la cantidad de solvente que se recupera luego de cada extracción. Esta cantidad se obtuvo de acuerdo a la cantidad de solvente inicial que se utiliza para extraer el primer lote, el cual corresponde a 60 [mL], luego se sacó un promedio de los tres valores de volumen de matraz, obteniéndose un promedio final de 49,17 [mL], lo que indica que el 81,94% se recircula.

De acuerdo a los porcentajes de sólidos extraídos por cada lote de cascara de cebolla, se determina que la cantidad ideal de número de lotes por cada extracción corresponde a 2 lotes. Luego para determinar la concentración de pigmento final tenemos que por cada 148 [mL] de solvente, hay 0,395 [g] de pigmento, lo que arroja una concentración final de 0,03 [ton/m<sup>3</sup>] de pigmento.

Tabla E.4: Resultado de la absorbancia del extracto de la cascara de cebolla según número de lotes.

Número de Lotes	Absorbancia 421 nm		FD	Absorbancia * FD		Promedio absorbancia A y B	%
	A	B		A	B		
1	0,884	0,897	11	9,724	9,867	9,795	76,1
2	0,207	0,194	11	2,277	2,134	2,205	17,1
3	0,11	0,139	7	0,77	0,973	0,871	6,8
				suma		12,871	100

La demostración fotográfica de las tablas anteriormente mencionadas se representa en las figuras E.1 y E.2 para cuesco de palta y cascara de cebolla respectivamente.



Figura E.1: Lotes obtenidos a partir de extracto de cuesco de palta, de izquierda a derecha, primer, segundo y tercer lote.



Figura E.2: Lotes obtenidos a partir de extracto de cáscara de cebolla, de izquierda a derecha, primer, segundo y tercer lote.

## ANEXO F

### DETERMINACIÓN DE FLUJOS MÁSICOS Y TEMPERATURA DE OPERACIÓN DE DESTILACIÓN

Para el caso del cuesco de la palta y cáscara de cebolla, los flujos másicos de vapor y líquido, como también la cantidad de etanol y agua que se obtienen por cada corriente se simboliza en la Tabla F.1 y tabla F.2 respectivamente. En esta tabla las primeras tres columnas representan de manera estándar los valores que se obtienen en el equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria etanol - agua a 1 [atm], extraído del departamento de ingeniería química y metalurgia de la Universidad de Sonora. Para ambas tablas mencionadas anteriormente se consideró sólo la composición del etanol y la composición del agua que ingresa al destilador.  $F_{15p}$  para el caso del flujo de entrada para el cuesco de la palta y  $F_{14c}$  para el caso del flujo de entrada para la cáscara de cebolla. Igualmente, para ambas materias primas es importante mencionar que la cantidad de pigmento se considera parte de la corriente líquida de salida.

Para obtener los flujos másicos del destilador a las diferentes temperaturas de operación, se consideraron las siguientes ecuaciones

$$(1) \quad \textit{Etanol entrada} = \textit{Vapor} * Y_{\textit{etanol}} + \textit{Líquido} * X_{\textit{etanol}}$$

$$(2) \quad \textit{Agua entrada} = \textit{Vapor} * Y_{\textit{agua}} + \textit{Líquido} * X_{\textit{agua}}$$

Con estas ecuaciones se obtienen los distintos valores de vapor y líquido a las distintas temperaturas y fracciones másicas de equilibrio. El criterio que se utilizó para escoger la temperatura de operación se basó principalmente en obtener la mayor cantidad de etanol en la corriente de vapor para luego almacenarlo y reutilizarlo en las extracciones del sistema. A consecuencia de lo mencionado anteriormente la temperatura óptima de trabajo resulta ser de 93.5°C para ambos procesos.

Tabla F.1: Equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria etanol – agua a 1 [atm] para flujos de cuesco de palta.

Temperatura °C	Fracción másica de etanol		Flujo másico [ton/d] F19	Flujo másico [ton/d] F16	Flujo másico [ton/d] Etanol		Flujo másico [ton/d] Agua	
	Líquido	Vapor			Líquido F19	Vapor F16	Líquido F19	Vapor F16
85	0,23	0,74	81,94	57,83	18,85	42,79	63,09	15,04
85,5	0,21	0,73	77,68	62,09	16,31	45,33	61,36	16,77
86	0,2	0,72	74,99	64,78	15,00	46,64	59,99	18,14
86,5	0,18	0,71	70,94	68,83	12,77	48,87	58,17	19,96
87	0,17	0,7	68,30	71,47	11,61	50,03	56,69	21,44
87,5	0,16	0,69	65,66	74,11	10,51	51,13	55,16	22,97
88	0,15	0,68	63,03	76,74	9,45	52,19	53,57	24,56
88,5	0,13	0,67	59,27	80,50	7,71	53,93	51,57	26,56
89	0,12	0,65	55,11	84,66	6,61	55,03	48,50	29,63
89,5	0,11	0,63	50,80	88,97	5,59	56,05	45,21	32,92
90	0,1	0,61	46,31	93,46	4,63	57,01	41,68	36,45
90,5	0,1	0,59	42,50	97,27	4,25	57,39	38,25	39,88
91	0,09	0,57	37,56	102,21	3,38	58,26	34,18	43,95
91,5	0,08	0,55	32,41	107,36	2,59	59,05	29,82	48,31
92	0,08	0,53	27,64	112,13	2,21	59,43	25,43	52,70
92,5	0,07	0,51	21,92	117,85	1,53	60,11	20,38	57,75
93	0,06	0,49	15,92	123,85	0,96	60,68	14,97	63,16
93,5	0,06	0,46	6,64	133,13	0,40	61,24	6,24	71,89
94	0,05	0,44	0,00	140,09	0,00	61,64	0,00	78,45
94,5	0,05	0,42	0,00	146,76	0,00	61,64	0,00	85,12
95	0,04	0,39	0,00	158,05	0,00	61,64	0,00	96,41

Tabla F.2: Equilibrio líquido vapor de una mezcla binaria etanol – agua a 1 [atm] para flujos de cáscara de cebolla.

Temperatura °C	Fracción másica de etanol		Flujo másico [kg/d] F18	Flujo másico [kg/d] F15	Flujo másico [kg/d] Etanol		Flujo másico [kg/d] Agua	
	Líquido	Vapor			Líquido F18	Vapor F15	Líquido F18	Vapor F15
85	0,23	0,74	3860,19	2724,71	887,84	2016,29	2972,34	708,43
85,5	0,21	0,73	3659,32	2925,58	768,46	2135,67	2890,86	789,91
86	0,2	0,72	3532,69	3052,21	706,54	2197,59	2826,15	854,62
86,5	0,18	0,71	3341,79	3243,11	601,52	2302,61	2740,27	940,50
87	0,17	0,7	3217,55	3367,35	546,98	2357,15	2670,56	1010,21
87,5	0,16	0,69	3093,30	3491,60	494,93	2409,20	2598,38	1082,39
88	0,15	0,68	2969,06	3615,84	445,36	2458,77	2523,70	1157,07
88,5	0,13	0,67	2792,14	3792,76	362,98	2541,15	2429,16	1251,61
89	0,12	0,65	2596,33	3988,57	311,56	2592,57	2284,77	1396,00
89,5	0,11	0,63	2392,99	4191,91	263,23	2640,90	2129,76	1551,01
90	0,1	0,61	2181,68	4403,22	218,17	2685,96	1963,52	1717,25
90,5	0,1	0,59	2001,96	4582,94	200,20	2703,93	1801,77	1879,00
91	0,09	0,57	1769,30	4815,60	159,24	2744,89	1610,06	2070,71
91,5	0,08	0,55	1526,73	5058,17	122,14	2781,99	1404,60	2276,17
92	0,08	0,53	1301,93	5282,97	104,15	2799,98	1197,77	2483,00
92,5	0,07	0,51	1032,20	5552,70	72,25	2831,88	959,95	2720,82
93	0,06	0,49	749,93	5834,97	45,00	2859,13	704,94	2975,83
93,5	0,06	0,46	312,31	6272,59	18,74	2885,39	293,57	3387,20
94	0,05	0,44	0,00	6600,30	0,00	2904,13	0,00	3696,17
94,5	0,05	0,42	0,00	6914,60	0,00	2904,13	0,00	4010,47
95	0,04	0,39	0,00	7446,49	0,00	2904,13	0,00	4542,36
95,5	0,04	0,36	0,00	8067,03	0,00	2904,13	0,00	5162,90
96	0,03	0,33	0,00	8800,39	0,00	2904,13	0,00	5896,26

## ANEXO G

### DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO PARA CONDENSACIÓN DEL SOLVENTE.

El método para encontrar el punto de rocío consiste en ir tanteando los valores de  $Y_i$  y de  $K_i$  hasta lograr que  $\sum X_i = 1$  (Kern, 1999), ya que tanto  $Y$ ,  $X$  y  $K$  varían al variar la temperatura.

Tabla G.1: Determinación del punto de rocío para la condensación del vapor generado.

Compuesto	$Y_i$	$K_{93^\circ\text{C}}$	$X_i$	$Y_i$	$K_{80^\circ\text{C}}$	$X_i$	$Y_i$	$K_{79^\circ\text{C}}$	$X_i$
Agua	0,75	0,75	1	0,17	0,52	0,327	0,14	1,1	0,78
Etanol	0,25	0,25	1	0,83025	1,23	0,680	0,86	0,636	0,22
Total	1	1	2	1	1,75	1,007	1	1,746	1

Dónde:

$Y_i$ : Fracción molar del compuesto en la fase gaseosa.

$X_i$ : Fracción molar del compuesto en la fase líquida.

$K_i$ : Constante de equilibrio para la temperatura  $T$  a probar.

Como resultado de la Tabla G.1, la temperatura de  $79[^\circ\text{C}]$ , es la temperatura a la cual la suma de las fracciones líquidas es igual a 1.

## ANEXO H

### PARAMETROS DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES Y CONDENSADORES

Fluido	$r \times 10^5 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$
Agua	
Desmineralizada o destilada	0,17
Blanda	0,34
Dura	0,86
De enfriamiento (tratada)	0,70
De mar	0,86
De río	0,86
Aceites lubricantes	0,34 a 0,86
Aceites vegetales	0,34 a 1,03
Solventes orgánicos	0,17 a 0,51
Vapor	0,17
Fluidos de proceso en general	0,34 a 1,03

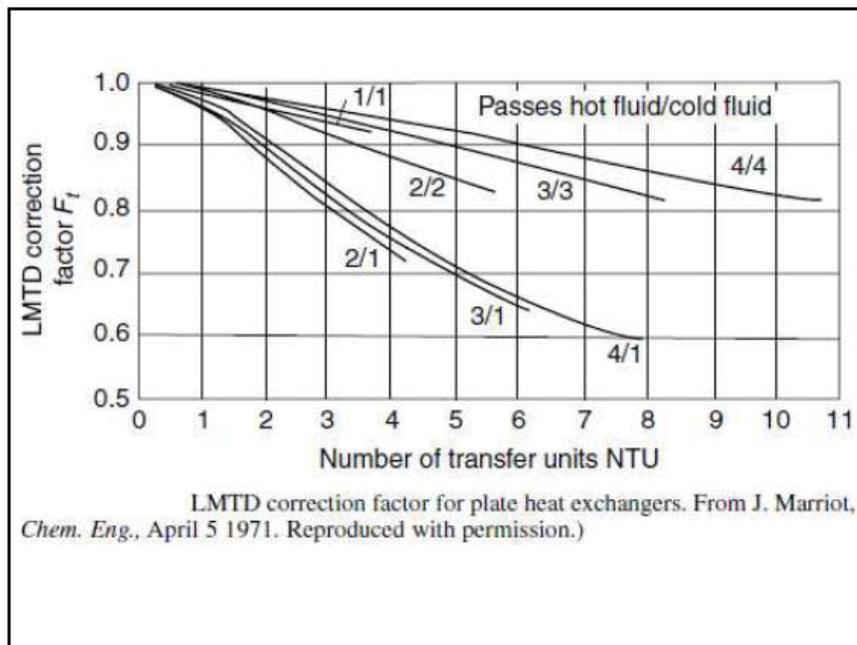
Figura H.1: Valores de las resistencias por incrustación para intercambiador de placas.

TIPO	P 4	P 16	P 13	P 14	P 3	P 15
Ancho de las placas: mm	844	1080	630	670	500	800
Area de intercambio/placa: $\text{m}^2$	0,75	0,81	0,18	0,32	0,32	0,53
Número máximo de placas	500	300	318	275	400	320
Area de intercambio máx. $\text{m}^2$	375	243	57	88	128	170
Espesor de las placas : mm	0,6	1,1	0,9	0,7	0,6	1,0
Espacio entre placas: mm	2,7	4,7 – 5,3	3,0 – 3,2	5,0	3,0	5,0 – 5,3
Temperatura máxima $^\circ\text{C}$						
- Elastómeros	140	140	140	140	140	140
- Asbesto	280	-----	-----	-----	280	-----
Flujo/canal: $\text{m}^3/\text{h}$	1,1 – 2,5	5 – 12,5	0,9 – 2,2	1,8 – 2,9	0,7 – 1,25	1,45 – 4,0
Flujo total máximo: $\text{m}^3/\text{h}$	260	400	30	140	140	65
Presión máx. de diseño: atm	12	6	11	16	16	11

Figura H.2: Tabla para diseño de intercambiador de placas.

Operación	Lado 1	Agua 40 °C	Soluciones acuosas	Aceite mineral	Aceite mineral	Aceites pesados	Compuestos orgánicos	Aceite vegetal
	Lado 2	Agua 40 °C o vapor	Agua 40 °C o vapor	Agua 40 °C o vapor	Aceite mineral	Agua 40 °C o vapor	Agua 40 °C o vapor	Agua 40 °C o vapor
Prop. Físicas fluido 1	$\mu$	0,6	50	50	50	100	1	10
	Cp	2,28	1,42	0,418	0,418	0,418	0,711	0,544
	$\rho$	1000	950	480	480	480	480	480
P 3	V	1150	1000	1100	870	870	1100	900
	U	3900	1280	570	280	430	2100	1000
P 14	V	3400	1950	2300	1450	1400	3200	2900
	U	3370	780	340	135	225	1630	825
P 15	V	5400	3600	4000	3000	3500	5400	5500
	U	3250	710	290	120	210	1510	935
P 45	V	3800	3000	3600	3000	3000	4000	4000
	U	4000	1280	620	280	385	2555	1510
P 25	V	7200	4000	5000	4000	4000	3000	8000
	U	3250	790	350	162	267	2030	1220
P 4	V	2100	1800	2000	1600	1600	2000	1600
	U	3250	1160	530	255	385	1920	895
P 16	V	9400	6100	6500	5000	4300	9700	9000
	U	3020	1100	300	120	185	1510	815
P 17	V	9700	6500	6700	5400	4300	9700	9400
	U	3140	1100	300	130	190	1510	835

Figura H.3: Tabla para diseño de intercambiador de placas.

Figura H.4: Tabla para determinación del factor de corrección de  $\Delta T_{ML}$  para intercambiador de placas.

<i>Calentadores</i>		
Vapor	Agua	1500 – 4000
Vapor	Solventes orgánicos	500 – 1000
Vapor	Aceites ligeros	300 – 900
Vapor	Aceites pesados	60 – 450
Vapor	Gases	30 – 300
Dowtherm	Aceites pesados	50 – 300
Dowtherm	Gases	20 – 200
Gases de combustión	Vapor	30 – 100
Caldero	Vapores de hidrocarburos	30 – 100

<i>Condensadores</i>		
Vapores acuosos	Agua	100 – 1500
Vapores orgánicos	Agua	700 – 100
Orgánicos (con no condens.)	Agua	500 – 700
Condensación al vacío	Agua	200 – 500

<i>Vaporizadores</i>		
Vapor	Soluciones acuosas	100 – 1500
Vapor	Orgánicos ligeros	900 – 1200
Vapor	Orgánicos pesados	600 - 900

<b>Enfriadores de aire</b>		
Agua		300 – 450
Orgánicos ligeros		300 – 700
Orgánicos pesados		50 – 150
Gases, 5 – 10 bar		50 – 100
Gases, 10 – 30 bar		100 – 300
Hidrocarburos condensando		300 – 600

Figura H.5: Coeficientes totales de transferencia de calor para diseño preliminar.

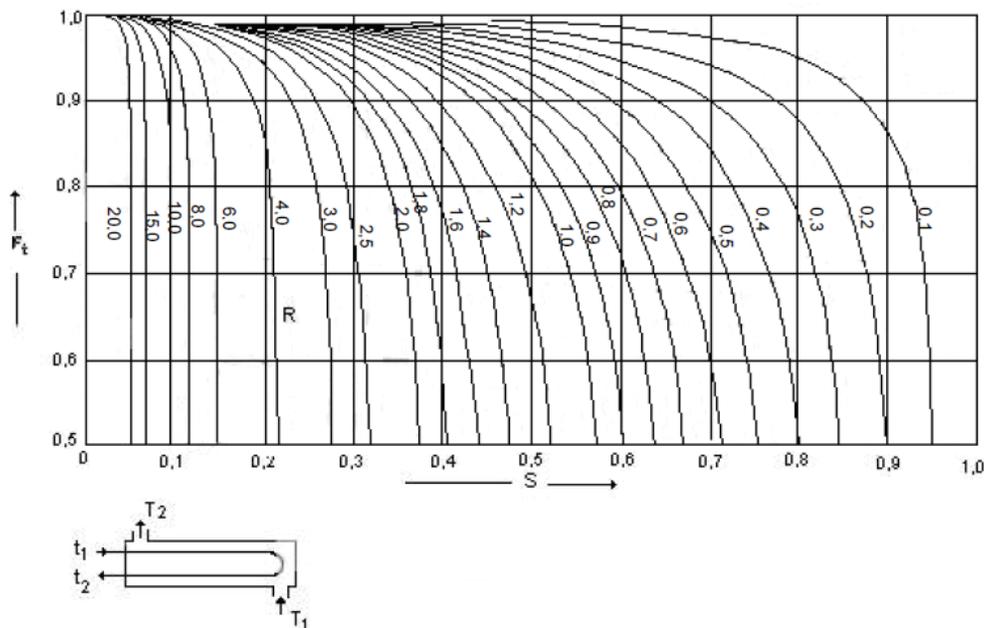


Figura H.6: Gráfico para determinación del factor de corrección de  $\Delta T_{ML}$  para condensador de tubos verticales

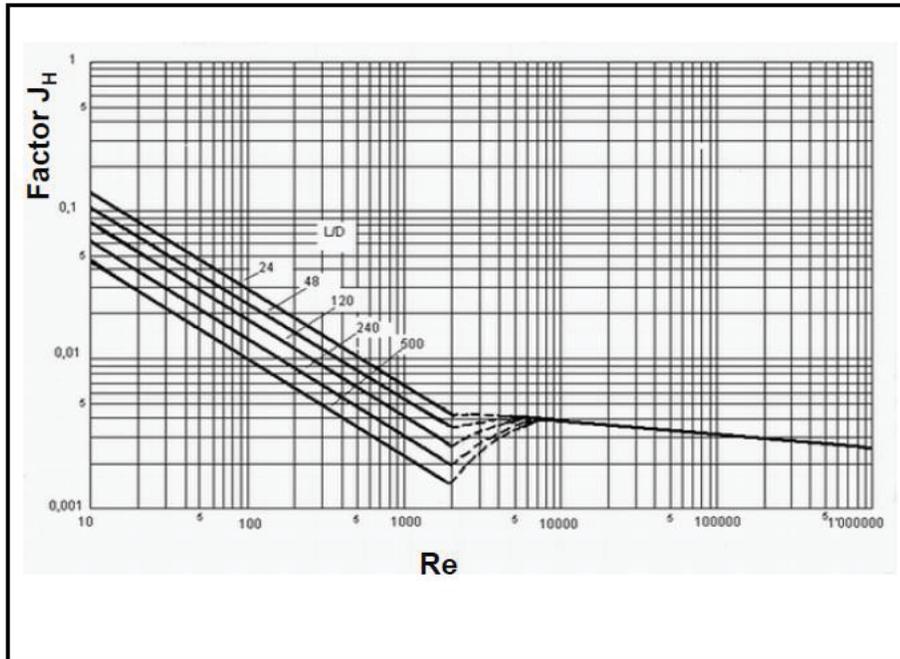


Figura H.7: Grafico para determinación del factor  $J_H$

## ANEXO I

## PARAMETROS DE DETERMINACIÓN PARA POTENCIA BOMBA

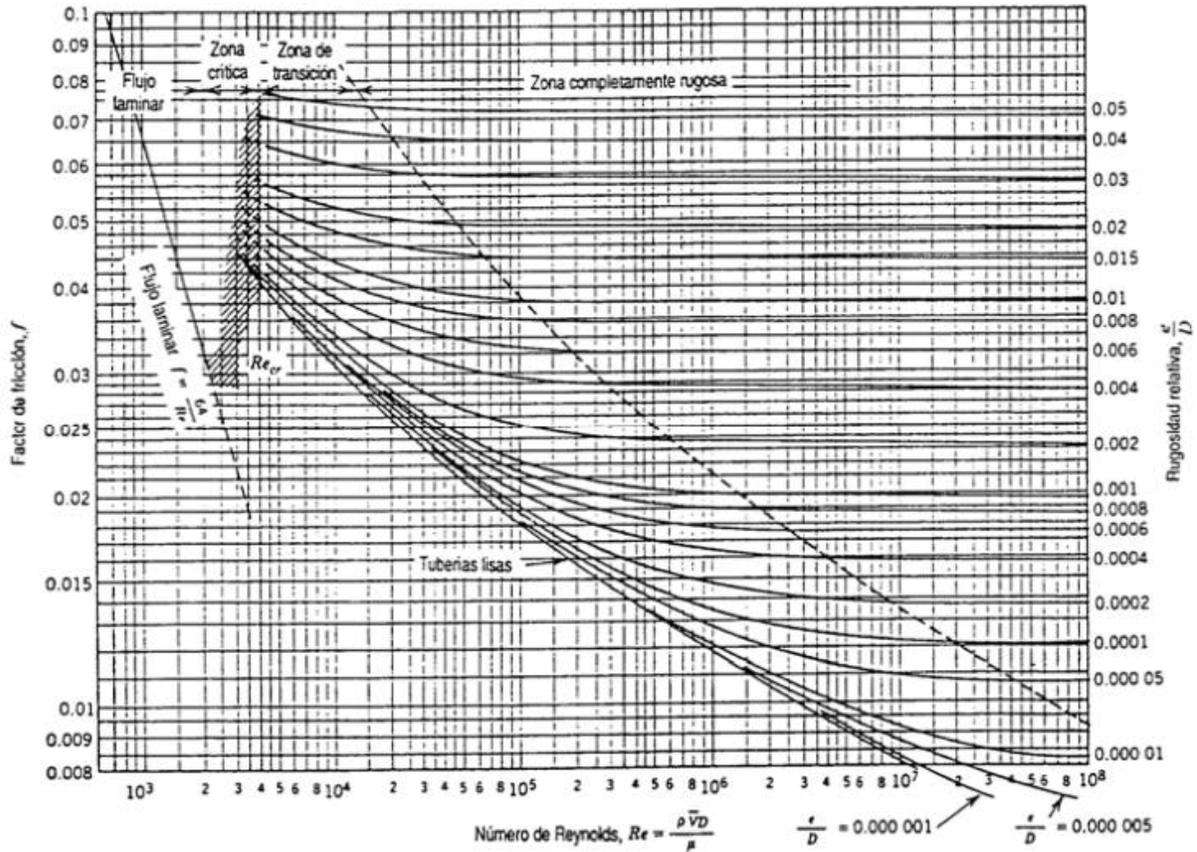


Figura I.1: Grafico de Moody (Kern,1986).

Tabla I.1: Velocidades recomendadas para tuberías.

Tipo de Fluidos	Fluyendo por	Velocidad	
		pie/s	m/s
Líquidos no viscosos	Entrada a la bomba	2 - 3	0.6 - 0.9
	Linea de procesos o descarga de la bomba	5 - 8	1.5 - 2.5
Líquidos viscosos	Entrada a la bomba	0.2 - 0.8	0.06 - 0.25
	Linea de procesos o descarga de la bomba	0.5 - 2	0.15 - 0.6
Gas		30 - 120	9 - 36
Vapor		30 - 75	9 - 23

## ANEXO J

### PROGRAMACIÓN DE LA PLANTA

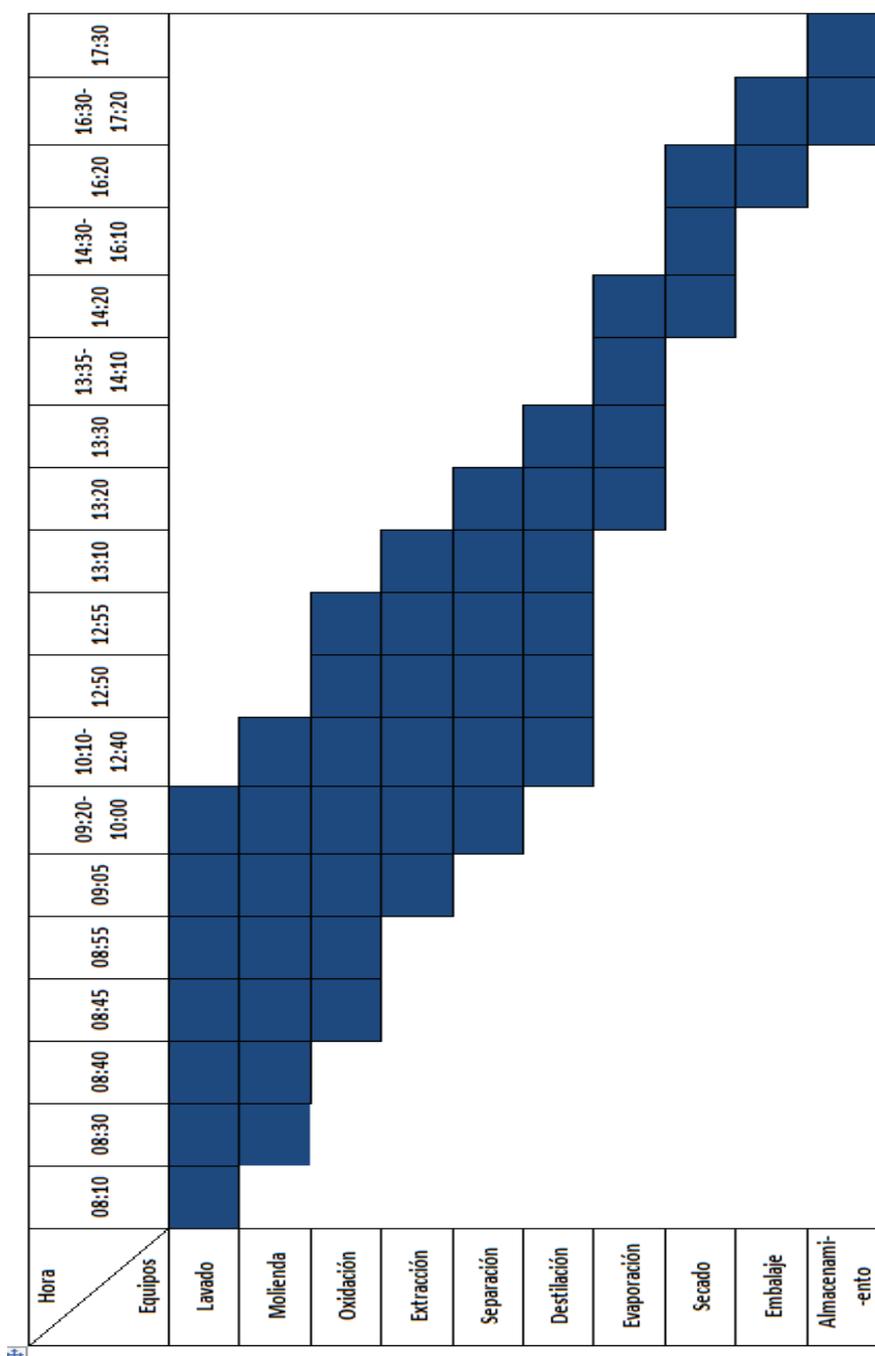


Figura J.1: Carta Gantt de la programación de equipos de la planta para extracto de cuesco de palta.

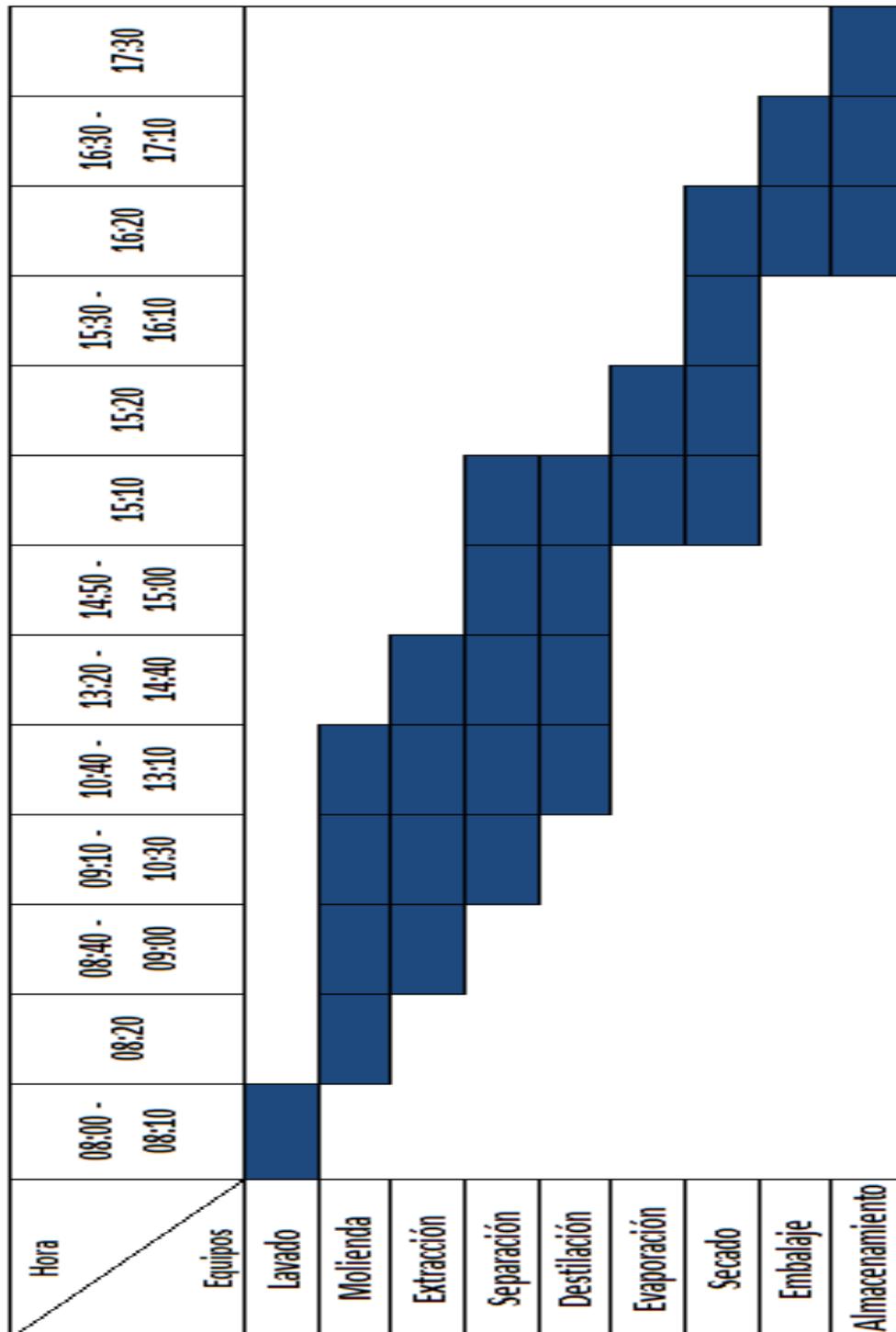


Figura J.2: Carta Gantt de la programación de equipos de la planta para extracto de cáscara de cebolla.