



PONTIFICIA
UNIVERSIDAD
CATÓLICA DE
VALPARAÍSO



ESCUELA DE
**INGENIERÍA
BIOQUÍMICA**

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

ICB 695 – PROYECTO DE TÍTULO

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA PARA LA
PRODUCCIÓN ENZIMÁTICA DE TAGATOSA**

Alumnas:
Camila Álvarez Loos
Lorena Molina Contreras

Profesores guías:
Andrés Illanes
Carlos Vera

Septiembre 2017

Resumen

La tagatosa es un monosacárido con sello GRAS que ha surgido como uno de los nutraceúticos más promisorios dadas las numerosas propiedades funcionales que posee además de su capacidad edulcorante, pudiendo traer numerosos beneficios a la salud para aquellas personas que lo hayan incorporados a sus dietas. La tagatosa posee el 92% del dulzor de la sacarosa, aunque sólo aporta 1,5 [kcal/g], tiene propiedades prebióticas y efectos comprobados en el tratamiento de enfermedades como la obesidad y diabetes, debido a que disminuye los niveles de glucosa en la sangre al promover la actividad de la enzima glucoquinasa.

La tagatosa es un azúcar escaso, por lo tanto se debe producir por síntesis de precursores más abundantes. Su producción puede ser a través de síntesis química o enzimática; la primera vía implica la utilización de complejos pasos de purificación conduciendo a la formación de residuos químicos peligrosos y a una reducción de sus propiedades edulcorantes. Por otra parte, la síntesis enzimática de tagatosa ofrece variadas ventajas sobre la síntesis química: condiciones suaves de temperatura y pH y no forma productos secundarios. La producción de tagatosa consta de dos reacciones principales: hidrólisis de lactosa e isomerización de galactosa utilizando β -galactosidasa y arabinosa isomerasa como biocatalizadores, respectivamente. En este proyecto, se seleccionó la β -galactosidasa de *Kluyveromyces lactis* y la arabinosa isomerasa de *Thermotoga neapolitana*.

De acuerdo al estudio de mercado, la ciudad de Coronel de la VIII región es la zona más adecuada para ubicar una planta productora de tagatosa. Por otro lado, analizando el mercado nacional de azúcar y endulzantes en Chile, se definió un mercado objetivo; donde se incorporan a personas que padecen diabetes y/o obesidad, mujeres embarazadas, personas pertenecientes a un estrato socioeconómico alto y adulto mayor. Considerando la demanda de tagatosa para el año 2026 se requiere de una producción total de 2.939,8 [ton/año]. En base a esta demanda, se realizaron los balances de masa y energía y se diseñaron los equipos necesarios para la producción de este azúcar, obteniendo un producto final en forma de cristales de tagatosa.

Finalmente, a partir del análisis económico realizado, la instalación de una planta productora de tagatosa vía enzimática bajo las condiciones y supuestos establecidos en este proyecto, es rentable de acuerdo a los indicadores económicos seleccionados para un periodo de estudio de 10 años, considerando una tasa de descuento del 15%. Teniendo como resultado un valor actual neto igual a 301.824 [UF] y una tasa interna de retorno del 29,1%. Sin embargo, se deben sensibilizar los costos de las enzimas para así tener un escenario más real de cómo se situaría este proyecto a un alza o baja de estos precios.

Agradecimientos

A mis queridos padres, por darme la oportunidad de estudiar, por apoyarme en todas mis decisiones, por aconsejarme y amarme cada día. A mi padre por cada vez que podía, correr junto a mí para alcanzar un asiento en el bus. A mi madre, por su infinito amor, y prepararme comida cada día, para que no sufriera con la comida no de casa. Los amo con la vida, sin ustedes esta etapa no hubiera sido lo mismo.

Al mejor compañero de aventuras, Eduardo. Agradezco por sacar una sonrisa de mí hasta en los peores momentos. Por entender cada vez que el tiempo no estaba a mi favor, por estar siempre en las buenas y en las malas conmigo, por ser el mejor siempre y por mucho más.

A mis hermanos lindos, por cuidarme y preocuparse de mí en cada momento, por entender mi mal humor cuando estudiaba, por alegrarse por mis triunfos y levantarme el ánimo en las derrotas. A mi querida Isi por llenar de amor nuestros corazones con sólo tu mirada. A mis padrinos, por ser mis segundos padres siempre, mi familia en general por siempre estar unida y por todo el apoyo que me dan cada día. A mi Pookie, eterna acompañante de estudio, gracias por ser tan feliz con sólo verme.

A mi querida compañera Lorena, agradezco al destino que nos unió para trabajar juntas, por estar siempre con la mejor cara aunque la tagatosa no estuviera a nuestro favor. Por todas esas mañanas, tardes y noches interminables para poder alcanzar nuestras metas. Mejor compañera de tesis no pude haber tenido, estaré agradecida eternamente.

A mis queridas amigas de la vida ustedes saben quiénes son, por sus invitaciones a sus hogares para que pudiera dormir un poco más, por ser muchas veces mi transporte a Quillota/Viña, por esos fines de semana que se olvidaba todo el estrés de la semana con sólo verlas, pero lo más importante por ser mis amigas en las buenas y en las malas siempre. A nuestras guías Valentina y Nathalie por toda su buena disposición en enseñarnos cada vez que lo necesitábamos, sin ustedes todo hubiera sido más terrible. Al querido profe Gonzalo, sé que estarías muy feliz de que esté terminando esta etapa, de la misma forma que lo estuviste cuando me fui de intercambio. Un abrazo al cielo.

Agradecer a la vida y a Dios por permitirme estar cada día rodeada de mucho amor. Feliz de culminar esta etapa junto a todos ustedes, gracias por tanto.

Camila

Agradecimientos

Agradezco a mi familia por el apoyo y el ánimo entregado durante esta etapa, cada llamada, cada regaloneo y las palabras necesarias para seguir adelante. Por ser el pilar fundamental en cada desafío y guiarme en la búsqueda de soluciones. Por ser tan cariñosos y entregarme su amor incondicional.

A Joan, por su apoyo, su ayuda y por estar siempre para mí. Llegaste en el momento preciso a llenarme de luz y amor.

A Camila, por hacer cada día de este proceso, un día feliz, lleno de risas y mucha comida. Por ser la mejor compañera de tesis que alguien podría tener, eres increíble.

A mis amigos de la vida, por siempre permanecer a mi lado y acompañarme hasta en los peores momentos. Cada día junto a ustedes es maravilloso.

Lorena

Al terminar esta etapa queremos agradecer a nuestros profesores guías Andrés Illanes y Carlos Vera, por su paciencia cada vez que íbamos a su oficina por consultas y por todos los mails respondidos. Cada reunión nos orientó a seguir de la mejor manera nuestro trabajo y gracias a sus conocimientos tomar las mejores decisiones para nuestro proyecto. Agradecer también a la profesora Cecilia Guerrero por estar siempre disponible para nosotras.

Camila y Lorena

ÍNDICE

1	Introducción	1
1.1	Alimento funcional	1
1.2	Características de la tagatosa	2
1.3	Aplicaciones de la tagatosa	5
1.4	Producción de tagatosa	7
1.4.1	Síntesis química	8
1.4.2	Síntesis enzimática	9
1.5	Objetivos	10
1.5.1	Objetivo general	10
1.5.2	Objetivos específicos	11
	REFERENCIAS	12
2	Estudio de mercado, capacidad y ubicación de la planta	18
2.1	Mercado externo	18
2.2	Mercado proveedor	21
2.3	Mercado competidor	23
2.3.1	Formato sólido	24
2.3.2	Formato líquido	26
2.4	Mercado consumidor	27
2.4.1	Público objetivo potencial	28
2.4.2	Demanda de tagatosa	30
2.4.3	Proyección de la demanda	36
2.5	Conclusión estudio de mercado	37
2.6	Capacidad de la planta	38
2.7	Localización de la planta	39
	Referencias	46
3	Síntesis y selección de proceso(s)	53
3.1	Selección de enzimas	53
3.1.1	Selección de la fuente de β -galactosidasa	53
3.1.2	Selección de la fuente de L-arabinosa isomerasa	56
3.2	Hidrólisis enzimática	60

3.2.1 Mezclado de lactosa	61
3.2.2 Condiciones de operación	62
3.2.3 Inactivación enzima β -galactosidasa	63
3.2.4 Separación de la enzima mediante centrifugación	63
3.3 Separación monosacáridos	64
3.3.1 Separación por cromatografía	64
3.3.2 Separación de lecho móvil simulado (SMB)	65
3.3.3 SMB en la separación de azúcares	65
3.4 Isomerización enzimática	66
3.4.1 Pretratamiento isomerización	66
3.4.2 Inmovilización de la enzima	67
3.4.3 Condiciones de operación	68
3.5 Purificación y formulación	70
3.5.1 Separación post isomerización	70
3.5.2 Evaporación	71
3.5.3 Cristalización	72
3.5.4 Centrifugación	73
3.5.5 Secado	74
3.5.6 Envasado	74
4 Balance de masa	86
4.1 Diagrama de proceso	86
4.2 Flujo de alimentación	88
4.3 Mezclador de lactosa (M-1)	88
4.3.1 Densidad de la mezcla	89
4.3.2 Ajuste de pH	90
4.4 Reactor hidrólisis de lactosa (R-1)	93
4.5 Intercambiador de calor (IC-1)	95
4.6 Estanque ecualizador (E-1)	96
4.7 Centrífuga de discos (CT-1)	97
4.8 Intercambiador de calor (IC-2)	99
4.9 Separador cromatográfico con movimiento simulado (SMB-1)	100
4.9.1 Determinación de los flujos de un sistema SMB	102
4.9.2 Composición de las corrientes	103
4.10 Separador cromatográfico con movimiento simulado (SMB-2)	106

4.10.1	Composición de las corrientes	108
4.11	Evaporador (EV-1)	109
4.12	Estanque de almacenamiento (E-2)	110
4.13	Reactor de isomerización (R-2)	111
4.13.1	Determinación del número de lotes	112
4.13.2	Corriente de entrada al reactor	113
4.13.3	Ajuste de pH	114
4.13.4	Corriente de salida del reactor	114
4.14	Estanque ecualizador (E-3)	115
4.15	Separador cromatográfico con movimiento simulado (SMB-3)	116
4.15.1	Composición de las corrientes	117
4.16	Evaporador (Ev-2)	118
4.17	Cristalizador (C-1)	121
4.18	Centrífuga de canasto (C_T -2)	123
4.19	Secador Rotatorio (SR-1)	124
Referencias		127
5	Balance de energía y diseño de equipos	128
5.1	Bodega de almacenamiento	130
5.1.2	Diseño bodega de almacenamiento	130
5.2	Estanque mezclado de lactosa (M-1)	132
5.2.1	Cálculo dimensiones estanque de mezclado	132
5.2.2	Cálculo de potencia de agitación del estanque de mezclado	135
5.2.3	Requerimiento energético y control de la temperatura	139
5.3	Reactor hidrólisis enzimática (R-1)	145
5.3.1	Cinética de la reacción enzimática	146
5.3.2	Determinación de la carga enzimática a adicionar por cada lote	148
5.3.3	Cálculo dimensiones del reactor de hidrólisis enzimática	149
5.3.4	Cálculo de potencia de agitación del reactor de hidrólisis enzimática	152
5.3.5	Requerimiento energético y control de la temperatura	155
5.4	Intercambiador de calor de placas (IC-1)	160
5.4.1	Características intercambiador de placas	160
5.4.2	Intercambiador de calor I-1	162
5.4.3	Intercambiador de calor I-2	172

5.5	Estanque ecualizador (E-1)	175
5.5.1	Cálculo dimensiones del estanque ecualizador	176
5.5.2	Cálculo de potencia de agitación del estanque ecualizador	177
5.5.3	Requerimiento energético y control de la temperatura	179
5.6	Centrifugación (CT-1)	179
5.6.1	Selección de equipo y diseño	179
5.6.2	Balance de energía en la centrifugación	182
5.7	Intercambiador de calor de placas (IC-2)	183
5.7.1	Características intercambiador de placas	183
5.7.2	Intercambiador de calor I-3	185
5.8	Cromatografía de lecho móvil simulado (SMB-1)	186
5.8.1	Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-1	188
5.8.2	Cálculo del tiempo de Switch para SMB-1	192
5.9	Cromatografía de lecho móvil simulado (SMB-2)	192
5.9.1	Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-2	192
5.9.2	Cálculo del tiempo de Switch para SMB-2	193
5.10	Evaporador (EV-1)	193
5.10.1	Evaporación de un efecto	194
5.10.2	Evaporador de doble efecto	197
5.10.3	Evaporación de triple efecto	198
5.10.4	Condensador barométrico (CB-1)	202
5.10.5	Análisis económico de los evaporadores	203
5.11	Estanque de almacenamiento (E-2)	205
5.11.1	Cálculo dimensiones del estanque almacenamiento	206
5.11.2	Cálculo de potencia de agitación del estanque de acumulación	207
5.11.3	Requerimiento energético y control de la temperatura	208
5.12	Reactor de isomerización (R-2)	209
5.12.1	Cinética de la reacción enzimática	209
5.12.2	Determinación de la carga enzimática a adicionar por cada lote	211
5.12.3	Cálculo dimensiones reactor enzimático de isomerización	213
5.12.4	Cálculo de la potencia de agitación del reactor enzimático de isomerización	214
5.12.5	Requerimiento energético y control de la temperatura	216
5.13	Estanque ecualizador (E-3)	219
5.13.1	Cálculo dimensiones del estanque ecualizador E-3	220

5.13.2	Cálculo de potencia de agitación del estanque ecualizador E-3	221
5.14	Cromatografía de lecho móvil simulado (SMB-3)	222
5.14.1	Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-3	222
5.14.2	Cálculo del tiempo de Switch para SMB-3	223
5.15	Evaporador (Ev-2)	223
5.16	Cristalizador (C-1)	226
5.16.1	Dimensionamiento del cristalizador	227
5.16.2	Balance de energía al cristalizador	228
5.16.3	Diseño del ciclo de refrigeración	229
5.17	Centrífuga de canasto (Ct-1)	235
5.17.1	Elección de la centrífuga de canasto	235
5.18	Cinta transportadora (CP-1)	236
5.19	Secador rotatorio (SR-1)	237
5.19.1	Balance de energía del secador	238
5.19.2	Diseño del secador rotatorio	243
5.20	Cinta transportadora (Cp-2)	247
5.21	Piscina de almacenamiento de eluente (P-1)	248
5.21.1	Cálculo de dimensiones de piscina de almacenamiento	248
5.22	Tolva de almacenamiento de producto (T-1)	249
5.23	Sistema de vacío	251
5.23.1	Condensador barométrico (CB-2)	251
5.23.2	Eyectores	252
5.24	Eficiencia energética de la planta, redes de agua y calor	254
5.24.3	Ordenamiento de la red agua caliente y agua fría	255
5.24.4	Configuración y control sobre las redes de agua y calor	257
5.24.5	Consideraciones y conclusiones de las redes de calor y de agua	264
5.25	Caldera (CA-1)	265
5.26	Torre de enfriamiento (TE-1)	267
5.26.1	Capacidad de enfriamiento y selección del equipo	267
5.26.2	Curva de operación y equilibrio	268
5.26.3	Altura de empaque necesaria	271
5.27	Diseño de bombas	274
5.27.4	Procedimiento para el cálculo de la potencia requerida de las bombas	276
5.27.5	Resumen de cálculo de potencia para el resto de las bombas	280

5.28	Suministros utilizados	283
5.28.1	Agua	283
5.28.2	Combustible	284
5.28.3	Consumo de energía	285
	Referencias	286
6	Administración y organización de la planta	292
6.1	Coordinación de las operaciones de la planta	292
6.2	Determinación del número de operarios	293
6.3	Organigrama	296
6.4	Disposición de residuos	298
6.5	Distribución física de la planta (lay out)	300
	Referencias	305
7	Evaluación económica	306
7.1	Costos de capital	307
7.1.1	Costo del terreno	308
7.1.2	Costos fijos directos	308
7.1.3	Costos de capital fijos indirectos	315
7.1.4	Costo capital de trabajo y resumen de los costos de capital	317
7.2	Costo total de producción	318
7.2.1	Costos de manufactura	318
7.2.2	Gastos generales	326
7.3	Ingresos	327
7.4	Rentabilidad del proyecto	329
7.4.1	Indicadores financieros	330
7.4.2	Consideraciones flujo de caja	331
7.4.3	Flujo de caja del proyecto	332
7.4.4	Análisis de rentabilidad	333
7.5	Análisis de sensibilidad	335
7.5.1	Análisis de sensibilidad para el precio de la tagatosa	335
7.5.2	Análisis de sensibilidad para el precio de las enzimas	336
	Referencias	338
8	Discusión, conclusiones y recomendaciones	342

8.1	Discusión	342
8.2	Conclusiones	344
8.3	Recomendaciones	345

Índice de Apéndices

Apéndice A	Teorema de Bayes	347
Apéndice B	Demanda de tagatosa como aditivo proyectada al año 2016	348
Apéndice C	Proyección potencial público objetivo	349
Apéndice D	Determinación del número de lotes	353
Apéndice E	Carta psicométrica	357
Apéndice F	Correlación número de Reynolds y número de potencia para diferentes turbinas	358
Apéndice G	Cálculo del factor de corrección por temperatura de los intercambiadores de calor	359
Apéndice H.1	Cálculo del coeficiente de transferencia global de calor en Evaporadores	360
Apéndice H.2	Cálculo de relación aire/vapor en eyectores	361
Apéndice I.1	Diagrama de Molliere de amoniaco	362
Apéndice I.2	Calores de disolución para diferentes alimentos	363
Apéndice J.1	Propiedades y normas de tuberías	364
Apéndice J.2	Gráfica de Moody	365
Apéndice J.3	Largo equivalente de fitting	366
Apéndice K.1	Cálculo de costo de equipos	367
Apéndice K.2	Constantes de costos, índices y parámetros de tamaño	380
Apéndice K.3	Factor de corrección de temperatura	383
Apéndice L	Carta puesta en marcha de los equipos	384

Índice de Tablas

Tabla 1.1 Beneficios para la salud y aplicaciones de la D-tagatosa	6
Tabla 1.2 Ingesta diaria en un adulto de 60 [Kg] para productos con D-tagatosa aprobadas por la FDA 7	
Tabla 2.1 Valor CIF de lactosa con respectiva empresa de origen	23
Tabla 2.2 Precios de mercado competidores.....	26
Tabla 2.3 Proyección de cada categoría al año 2016.....	31
Tabla 2.4 Proyección de cada categoría al año 2016 corregida	32
Tabla 2.5 Número de personas pertenecientes al público objetivo.....	33
Tabla 2.6 Demanda de Tagatosa como aditivo proyectada al año 2016	36
Tabla 2.7 Proyección demanda de tagatosa 2016-2026	37
Tabla 2.8 Ciudad y cantidad de Lactosa importada a Chile	40
Tabla 2.9 Precio promedio de terrenos industriales por región.....	41
Tabla 2.10 Cantidad de habitantes en cada región	42
Tabla 2.11 Tabla resumen resultados del estudio de localización de la planta	45
Tabla 3.1 Comparación conversión de lactosa obtenido bajo diferentes condiciones de operación	55
Tabla 3.2 Microorganismos utilizados para la obtención de L-arabinosa isomerasa	57
Tabla 3.3 Elección de la enzima L-arabinosa isomerasa para reacción de isomerización de galactosa .	58
Tabla 3.4 Constantes de afinidad entre soluto y resina de Ca^{+2}	66
Tabla 3.5 Conversión de tagatosa a partir de galactosa para enzimas inmovilizadas bajo diferentes parámetros y modalidad de reacción	69
Tabla 3.6 Constantes de afinidad entre soluto y resina de Ca^{+2}	71
Tabla 4.1 Balance de masa en estanque de mezclado	89
Tabla 4.2 Densidades de los compuestos de interés en el balance masa.....	90
Tabla 4.3 Balance de masa global al estanque de mezclado.....	92
Tabla 4.4 Balance de masa reactor hidrólisis.....	95
Tabla 4.5 Composición corriente de salida IC-1.....	96
Tabla 4.6 Composición corriente de salida E-1	97
Tabla 4.7 Resultados flujos de salida centrífuga de discos	99
Tabla 4.8 Corriente de salida IC-2	100
Tabla 4.9 Flujos obtenidos de los sistemas TMB y SMB	103
Tabla 4.10 Flujos de salida SMB-1.....	106
Tabla 4.11 Flujos obtenidos del cálculo de los sistemas TMB y SMB-II.....	107
Tabla 4.12 Composición flujos de salida SMB-2	109
Tabla 4.13 Composición flujo de salida de evaporador	110
Tabla 4.14 Composición flujo de salida estanque almacenamiento	111
Tabla 4.15 Resumen número de lotes	112
Tabla 4.16 Composición corriente de salida R-2.....	115
Tabla 4.17 Composición corriente de salida E-3	116
Tabla 4.18 Flujos obtenidos del cálculo de los sistemas TMB y SMB.....	117
Tabla 4.19 Composición flujos de salida SMB-3	118
Tabla 4.20 Composición flujo de salida de evaporador	120
Tabla 4.21 Corriente de salida del cristizador	122
Tabla 4.22 Corrientes de salida de la centrífuga.....	124
Tabla 4.23 Composición final cristales de tagatosa	125
Tabla 4.24 Propiedades del aire a condiciones promedio en Coronel.....	125

Tabla 4.25 Balance de masa al aire en secador	126
Tabla 5.1 Razones típicas de los parámetros de diseño del mezclador	134
Tabla 5.2 Resumen dimensiones estanque de mezclado.....	135
Tabla 5.3 Resultados de cálculo de potencia requerida en la etapa de mezclado	139
Tabla 5.4 Características de la tubería del serpentín.....	142
Tabla 5.5 Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura.....	145
Tabla 5.6 Valor de las dimensiones del reactor de hidrólisis enzimática	151
Tabla 5.7 Resumen dimensiones reactor de hidrólisis enzimática.....	151
Tabla 5.8 Parámetros y número de Reynolds para reactor de hidrólisis enzimática.....	153
Tabla 5.9 Resultados potencia de agitación requerida en el reactor de hidrólisis de lactosa	155
Tabla 5.10 Capacidad calorífica promedio en rango de temperatura de 298-308 [K].....	157
Tabla 5.11 Corrientes de calor generadas durante la hidrólisis enzimática.....	159
Tabla 5.12 Parámetros de requerimiento energético y control de temperatura para reactor de hidrólisis enzimática	159
Tabla 5.13 Características y dimensiones del intercambiador de calor de placas seleccionado modelo T8FD de Alfa Laval	161
Tabla 5.14 Características intercambiador de calor de placas para inactivación de enzima β -galactosidasa	162
Tabla 5.15 Propiedades de la corriente fría y caliente del intercambiador de calor unidad I-1.....	164
Tabla 5.16 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-1 del intercambiador de calor	167
Tabla 5.17 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-1	170
Tabla 5.18 Resultados para la caída de presión de la unidad I-1 del intercambiador de calor	172
Tabla 5.19 Propiedades de la corriente fría y caliente del intercambiador de calor unidad I-2.....	174
Tabla 5.20 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-2 del intercambiador de calor	174
Tabla 5.21 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-2	175
Tabla 5.22 Resultados para la caída de presión de la unidad I-2 del intercambiador de calor	175
Tabla 5.23 Resumen dimensiones estanque ecualizador.....	177
Tabla 5.24 Parámetros y número de Reynolds para estanque ecualizador.....	178
Tabla 5.25 Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de ecualización.....	178
Tabla 5.26 Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura para estanque de almacenamiento.....	179
Tabla 5.27 Características de la centrífuga de discos	180
Tabla 5.28 Características y dimensiones del intercambiador de calor de placas seleccionado modelo T5M de Alfa Laval.	184
Tabla 5.29 Características intercambiador de calor de placas para calentar la mezcla a 60 °C.....	184
Tabla 5.30 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-3 del intercambiador de calor	185
Tabla 5.31 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-3	185
Tabla 5.32 Resultados para la caída de presión de la unidad I-3 del intercambiador de calor	186
Tabla 5.33 Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-1	191
Tabla 5.34 Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-2	193
Tabla 5.35 Resultados para el tiempo de cambio de SMB-2	193
Tabla 5.36 Datos y resultados para el diseño del evaporador de un efecto	195
Tabla 5.37 Datos y resultados para el diseño del evaporador de doble efecto	198
Tabla 5.38 Resultados del diseño de evaporación de triple efecto en EV-1	201

Tabla 5.39	Parámetros de diseño para evaporadores de uno, dos y tres efectos.....	203
Tabla 5.40	Resultados de la evaluación económica para la evaporación EV-1.....	205
Tabla 5.41	Resumen dimensiones estanque de acumulación	207
Tabla 5.42	Parámetros y número de Reynolds para estanque de acumulación.....	207
Tabla 5.43	Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de acumulación	208
Tabla 5.44	Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura para estanque de acumulación	209
Tabla 5.45	Resumen dimensiones reactor de isomerización enzimática	214
Tabla 5.46	Parámetros y número de Reynolds para reactor de isomerización enzimática.....	215
Tabla 5.47	Resultados potencia de agitación requerida en el reactor de isomerización enzimática...	215
Tabla 5.48	Dimensiones del serpentín para reactor de isomerización enzimática.....	217
Tabla 5.49	Resumen dimensiones estanque ecualizador E-3	220
Tabla 5.50	Parámetros y número de Reynolds para estanque ecualizador E-3.....	221
Tabla 5.51	Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de ecualización E-3.....	222
Tabla 5.52	Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-3	223
Tabla 5.53	Resultados para el tiempo de cambio de SMB-3	223
Tabla 5.54	Datos de entrada al evaporador de triple efecto EV-2	224
Tabla 5.55	Resultados del diseño de evaporación de triple efecto en EV-2	225
Tabla 5.56	Datos de dimensionamiento para cristizador por enfriamiento	228
Tabla 5.57	Condiciones del ciclo de refrigeración en la cristalización.....	231
Tabla 5.58	Resumen datos para el diseño del ciclo de refrigeración	234
Tabla 5.59	Dimensiones centrífuga de canasto modelo Ace FTD-180	236
Tabla 5.60	Diseño de la cinta transportadora CP-1	237
Tabla 5.61	Parámetros de diseño para secador rotatorio	247
Tabla 5.62	Diseño de la cinta transportadora CP-2	247
Tabla 5.63	Corriente de eluente para cada separación de lecho móvil simulado	249
Tabla 5.64	Dimensionamiento de tolvas de acuerdo a la capacidad de cristales a almacenar	250
Tabla 5.65	Resumen condensadores barométricos para los evaporadores de la planta	252
Tabla 5.66	Condensadores barométricos utilizados en cada evaporador	253
Tabla 5.67	Vapor comprimido requerido para el proceso de vacío para cada evaporador	254
Tabla 5.68	Procesos que involucran el consumo de agua en la planta y su aplicabilidad al reúso	255
Tabla 5.69	Corrientes utilizadas en la red de calor de agua y vapor caliente	256
Tabla 5.70	Corrientes utilizadas en la red de calor de agua fría	256
Tabla 5.71	Simbología redes de calor	259
Tabla 5.72	Resultados de la red de agua caliente.....	262
Tabla 5.73	Resultados de la red de agua fría	264
Tabla 5.74	Fracción de elementos en el combustible Gasoil N°6.....	266
Tabla 5.75	Características de la torre de enfriamiento Frimont T62.....	268
Tabla 5.76	Propiedades del sistema agua-aire entre 10 y 40 °C	269
Tabla 5.77	Entalpía del aire a las condiciones del proceso.....	270
Tabla 5.78	Resumen integración numérica para N_{tog}	273
Tabla 5.79	Rugosidad de la superficie para distintos materiales	277
Tabla 5.80	Propiedades físicas del fluido por B-3	278
Tabla 5.81	Resultados diámetro y velocidad de flujo en la bomba B-3	279
Tabla 5.82	Resultados largo equivalente para la bomba B-3	279
Tabla 5.83	Potencia de bombas usadas en la planta de producción de tagatosa	281
Tabla 5.84	Flujo de agua requerida por operación en la planta.....	284

Tabla 5.85 Cantidad de combustible utilizada en la operación de la planta	285
Tabla 5.86 Consumo energético por equipo.....	285
Tabla 6.1 Etapas involucradas en el proceso de producción de tagatosa.....	295
Tabla 6.2 Personal requerido en cada área de la planta	298
Tabla 6.3 Flujos de residuos generados	300
Tabla 7.1 Indicadores económicos.....	306
Tabla 7.2 Nomenclatura asociada a diferentes costos	307
Tabla 7.3 Índices CEPCI utilizados en la determinación de costos actuales de los equipos.....	310
Tabla 7.4 Factores de instalación para cada equipo.....	312
Tabla 7.5 Costos de los equipos instalados en [UF].....	313
Tabla 7.6 Porcentajes de costos entregados para el cálculo de costos por I&C, cañerías e instalaciones eléctricas.....	314
Tabla 7.7 Resultados de los costos de capital fijo directo	315
Tabla 7.8 Resultados de los costos de capital fijo indirecto	316
Tabla 7.9 Capital fijo de inversión total.....	317
Tabla 7.10 Resumen de los costos de capital	317
Tabla 7.11 Costos materias primas para la producción de tagatosa.....	318
Tabla 7.12 Costos mano de obra.....	319
Tabla 7.13 Costos de agua en el proceso	321
Tabla 7.14 Consumo energético de los equipos	322
Tabla 7.15 Consumo de combustible.....	323
Tabla 7.16 Costos en suministros básicos del proceso	323
Tabla 7.17 Costo de compuestos químicos, enzimas y aditivos.....	325
Tabla 7.18 Resumen costos de manufactura de la planta.....	326
Tabla 7.19 Resumen de costos generales de la planta	327
Tabla 7.20 Costo total de producción anual	327
Tabla 7.21 Demanda de tagatosa y porcentajes de penetración en el mercado	328
Tabla 7.22 Depreciación de los costos de edificación y equipos instalados	332
Tabla 7.23 Flujo de dinero en [UF] durante los primeros diez años de operación de la planta	332
Tabla B.1 Proyección demanda de tagatosa como aditivo al año 2016.....	348
Tabla C.1 Proyección Adulto Mayor 2016-2026	349
Tabla C.2 Proyección personas que padecen obesidad año 2016-2026.....	350
Tabla C.3 Proyección personas que padecen diabetes años 2016-2026	350
Tabla C.4 Proyección embarazadas años 2016-2026	351
Tabla C.5 Proyección personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto años 2016-2026	352
Tabla C.6 Resumen proyección de las diferentes categorías años 2016-2026	352
Tabla D.1 Número de lotes reacción isomerización	353
Tabla K.1 Resumen costos bombas.....	377

Índice de Figuras

Figura 1.1 Estructura química de β -D-Galactosa y β -D-Tagatosa	3
Figura 1.2 Estructura química de β -D-Fructosa y β -D-Tagatosa	3
Figura 1.3 Esquema de procesos de síntesis química y biológica para la producción de tagatosa	8
Figura 1.4 Esquema síntesis química de tagatosa a partir de galactosa	9
Figura 2.1 Proyección Mercado Mundial Alimentos Funcionales	19
Figura 2.2 Evolución de consumo y producción mundial de azúcar de mesa.....	20
Figura 2.3 Importaciones de Lactosa en Chile	22
Figura 2.4 Precio promedio de lactosa [USD/ton] en Estados Unidos.....	22
Figura 2.5 Evolución de producción, importación y consumo de azúcar refinada en Chile	25
Figura 2.6 Importaciones de tagatosa de Biofoods proveniente de Damhert Nutrition	25
Figura 2.7 Importaciones de edulcorantes (stevia y sucralosa) en Chile	26
Figura 2.8 Disponibilidad de agua por región	42
Figura 2.9 Distancia entre el puerto Coronel y el Parque Industrial Coronel.....	44
Figura 3.1 Diagrama de bloques del proceso de producción de la enzima L-arabinosa isomerasa	59
Figura 3.2 Efecto de la concentración inicial de lactosa en el máximo rendimiento de GOS.....	61
Figura 3.3 Diagrama de bloques del proceso.....	75
Figura 4.1 Diagrama de proceso	87
Figura 4.2 Diagrama mezclado de lactosa	89
Figura 4.3 Ajuste de pH	91
Figura 4.4 Diagrama hidrólisis de lactosa.....	93
Figura 4.5 Intercambiador de calor 1.....	95
Figura 4.6 Balance de masa ecualizador 1	96
Figura 4.7 Diagrama centrífuga de discos.....	98
Figura 4.8 Diagrama de Intercambiador de calor 2	99
Figura 4.9 Diagrama SMB-1.....	100
Figura 4.10 Número de platos teóricos requeridos.....	104
Figura 4.11 Diagrama SMB-2.....	106
Figura 4.12 Número de platos requeridos.....	108
Figura 4.13 Diagrama Ev-1	109
Figura 4.14 Balance de masa estanque almacenamiento	110
Figura 4.15 Diagrama reactor isomerización	112
Figura 4.16 Balance de masa ecualizador 2	115
Figura 4.17 Diagrama SMB-3.....	116
Figura 4.18 Diagrama Ev-2	119
Figura 4.19 Diagrama C-1	121
Figura 4.20 Diagrama CT -2	123
Figura 4.21 Diagrama S-1	124
Figura 5.1 Diagrama de flujo de planta de producción de tagatosa	129
Figura 5.2 Dimensiones para diseño de estanque de mezclado	133
Figura 5.3 Solubilidad de la lactosa como función de la temperatura	140
Figura 5.4 Dimensiones reactor de hidrólisis enzimática	150
Figura 5.5 Configuración del intercambiador de calor de placas para inactivar la β -galactosidasa	160
Figura 5.6 Configuración del intercambiador de calor de placas IC-2.....	183

Figura 5.7 Esquema de un SMB con 8 columnas.	187
Figura 5.8 Descripción funcionamiento de la cromatografía por movimiento simulado (SMB)	188
Figura 5.9 Evaporador de un efecto.....	195
Figura 5.10 Evaporación de triple efecto	199
Figura 5.11 Cotas estanque de almacenamiento	206
Figura 5.12 Reactor de isomerización	213
Figura 5.13 Requerimientos energéticos totales para cada lote.....	219
Figura 5.14 Esquema de un cristalizador de superficie enfriada.....	226
Figura 5.15 Diagrama de presión-entalpía para ciclo de refrigeración	230
Figura 5.16 Canasta de operación de filtración centrífuga.....	235
Figura 5.17 Diseño de un secador rotatorio con aire caliente en contracorriente	238
Figura 5.18 Esquema de secador rotatorio para balance de energía.....	239
Figura 5.19 Dimensiones piscina de almacenamiento de eluente.....	249
Figura 5.20 Tolva para almacenar y descargar cristales de tagatosa	250
Figura 5.21 Configuración de la red de agua y calor en la planta.....	258
Figura 5.22 Esquema para el ejemplo de cálculo de la bomba B-3.....	277
Figura 6.1 Organigrama empresa.....	296
Figura 6.2 Lay-out de la planta de tagatosa	303
Figura 6.3 Distribución espacial de oficinas	304
Figura 7.1 Esquema de estructura de costos del proyecto	306
Figura 7.2 Período de recuperación de la inversión, con TRMA 15%.....	334
Figura 7.3 Relación entre VAN [UF] y TRMA [%].....	334
Figura 7.4 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del precio de venta de tagatosa.....	336
Figura 7.5 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del costo de la enzima Arabinosa isomerasa	337
Figura 7.6 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del costo de la enzima β -galactosidasa...	337

1 | INTRODUCCIÓN

1.1 | ALIMENTO FUNCIONAL

A principios de los años noventa nace en Japón el término: FOSHU, lo que significa “Foods for Specified Health Use”; hace referencia a aquellos alimentos procesados que contienen ingredientes que desempeñan una función fisiológica específica en el organismo humano, más allá de su contenido nutricional (Heller, 2005). En este contexto, comienza a tomar forma el concepto de alimento funcional, el cual inició con una favorable respuesta a nivel industrial en el país asiático y a partir de ahí empezó a difundirse rápidamente en otros países, llegando en primera instancia hasta Europa y Estados Unidos, para luego expandirse a todo el mundo.

Hoy en día Chile no cuenta con una definición formal del término “Alimento funcional”, establecida en la normativa alimentaria chilena vigente (Lutz, 2012). Existen diferentes definiciones para alimentos funcionales dados por distintos organismos en el mundo. ILSI¹, que ha mantenido una actividad permanente de asesoría en materia de alimentos funcionales en los países de Europa, América, Asia y Oceanía, lo define como un alimento que, en virtud de la presencia de componentes fisiológicamente activos, provee un beneficio adicional para la salud además de los entregados por los nutrientes que contiene. Además establece que deben seguir siendo alimentos y sus efectos deben demostrarse en las cantidades normalmente consumidas en la dieta (Binns, 2009).

Dicho de otra manera, el concepto de alimento funcional incluye ingredientes alimentarios que ejercen un efecto beneficioso sobre la salud del huésped y/o reducen el riesgo de enfermedad crónica más allá de las funciones nutricionales básicas (Huggett & Schilte, 1996).

Existen diversos tipos de ingredientes que entran en la categoría de alimento funcional, pero entre los ejemplos más reconocidos se encuentran los probióticos y prebióticos, los cuales han sido estudiados desde hace años estableciéndose su efecto positivo en quienes lo consumen. Los probióticos se definen como microorganismos vivos que cuando se administran en cantidades adecuadas confieren un beneficio para la salud en el huésped, y los prebióticos como, ingredientes alimentarios no

¹ International Life Science Institute

digeribles que afectan de manera beneficiosa al huésped estimulando selectivamente el crecimiento y/o actividad de uno o un número limitado de bacterias que pueden mejorar la salud del huésped (Rastall *et al.*, 2005).

Con el paso de los años, el concepto de nutrición ha evolucionado notablemente gracias a la investigación constante y al crecimiento de la información disponible. El interés actual radica en la relación entre alimentación y bienestar, considerando los efectos de la nutrición como factor importante. Es por esta razón, que la prevención de enfermedades se ha convertido en foco de estudio tanto en el área de la salud como en el de la tecnología.

En este contexto los consumidores, conscientes de sus necesidades buscan en el mercado aquellos productos que contribuyan a mejorar su calidad de vida y salud. Siguiendo esta tendencia, reciben abundante información sobre las propiedades saludables de los alimentos, en especial de aquellos que ejercen una acción beneficiosa sobre algunos procesos fisiológicos y/o reducen el riesgo de padecer una enfermedad.

Es así como la tagatosa aparece en el mercado nacional, generando cada vez, un mayor interés gracias a sus beneficios. Este edulcorante se considera un alimento funcional debido al efecto prebiótico que otorga, por lo que tomando en cuenta lo anterior y los múltiples beneficios para la salud que proporciona, la tagatosa se convierte en un producto con un alto potencial para su elaboración en Chile.

1.2 | CARACTERÍSTICAS DE LA TAGATOSA

La D-tagatosa es un monosacárido raramente encontrado en la naturaleza; es isómero de la D-galactosa (Figura 1.1) y epímero en C-4 de la D-fructosa (Figura 1.2) (Kim, 2004; Hirst *et al.*, 1949). Se encuentra naturalmente en pequeñas cantidades en la savia de la especie *Sterculia setigera*; además se encuentra en varios productos lácteos como leche de vaca esterilizada, leche chocolatada y diferentes variedades de yogures y quesos (Troyano *et al.*, 1992; Mendoza *et al.*, 2005; Levin, 2002). Actualmente a nivel industrial, la tagatosa se produce a partir de lactosa, disacárido que se encuentra en la leche. Durante su producción, la fracción de galactosa, obtenida de la hidrólisis de lactosa, se convierte en tagatosa a través de una reacción de isomerización enzimática.

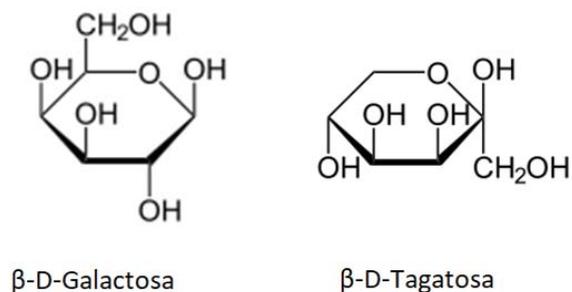


Figura 1.1 Estructura química de β -D-Galactosa y β -D-Tagatosa

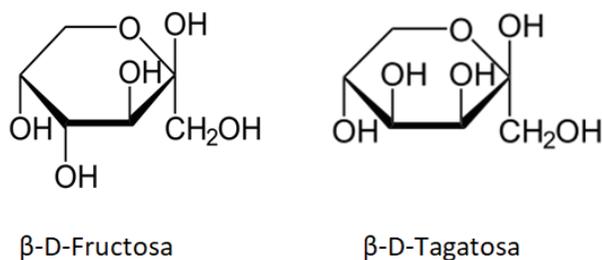


Figura 1.2 Estructura química de β -D-Fructosa y β -D-Tagatosa

Algunas de las propiedades químicas de la tagatosa son: punto de fusión de 134 °C, estable en un rango de pH 2-7, muy soluble en agua (58% p/p a 21 °C) (Levin, 2002), lo cual la hace ideal como potenciador del sabor en refrescos y yogures (Oh, 2007).

El dulzor de la tagatosa corresponde a un 92% de la sacarosa; además es hipocalórico, ya que su consumo aporta solo 1,5 [Kcal/g], lo que corresponde a un 38% de las calorías de la sacarosa (Kim, 2004). Por otra parte, tiene un sabor similar al azúcar de mesa, sin efecto de enfriamiento y tampoco deja un sabor post- consumo (Levin *et al.*, 1995).

En comparación a otros edulcorantes bajos en calorías que se encuentran en el mercado, la tagatosa confiere cuerpo similar al azúcar cuando se usa en diferentes productos (Kim, 2004), se carameliza durante su cocción y produce reacciones de Maillard (Brands *et al.*, 2000), lo cual genera pardeamiento (Levin, 2002). Entre sus características se encuentran: prevención de caries dentales, no produce halitosis, incrementa los niveles del colesterol HDL (High density lipoprotein) en el torrente sanguíneo, tiene efecto oxidante, no es tóxico, no es cancerígeno y no produce efecto

laxante (Kim, 2004; Donner *et al.*, 1999; Patra *et al.*, 2009; Livesey & Brown, 1996; Levin *et al.*, 1995). La dosis de tagatosa para no tener ningún efecto adverso es, para un adulto sano, de 30 [g/día] (Levin, 2002).

El efecto prebiótico de la tagatosa se debe a su metabolismo en el cuerpo humano; ya que el edulcorante se absorbe en un 25% en el intestino delgado (Buemann *et al.*, 1999; Buemann *et al.*, 2000; Laerke & Jensen, 1999), mientras que la fracción no absorbida llega hasta el intestino grueso, donde es fermentada por la microflora intestinal para luego ser transformada en ácidos grasos de cadena corta, tales como propionato y butirato (Venema *et al.*, 2005), los cuales se absorben casi completamente y se metabolizan. Los efectos beneficiosos de los ácidos grasos mencionados anteriormente se relacionan con el aumento de la proliferación de las células que se encuentran en las vellosidades del intestino delgado, también disminuyen el desarrollo del cáncer de colon. A nivel celular, causan acetilación de las histonas, favorecen la diferenciación, inducen la apoptosis y regulan la expresión de diversos oncogenes (Scheppach *et al.*, 1995). En humanos se demostró que la ingesta de 10 [g] de tagatosa, tres veces al día, reduce el número de bacterias patógenas en el tracto intestinal, como las bacterias coliformes, al mismo tiempo que promueve un aumento de las bacterias beneficiosas como lactobacilos (Bertelsen *et al.*, 1999).

Además, la tagatosa reporta otros beneficios relacionados con el área de la salud. Es segura para el consumo de personas que padecen diabetes mellitus, ya que se ha demostrado que la tagatosa disminuye los niveles de glucosa en la sangre al promover la actividad de la enzima glucoquinasa, lo que permite que la glucosa pase a glucógeno evitando que quede libre en la sangre (Lu *et al.*, 2008). También se utiliza para tratar a diabéticos tipo 2 de forma experimental; actualmente los ensayos clínicos se encuentran en etapa III (Espinosa & Fogelfeld, 2010). Se reportó el aumento de la fertilidad y mejora del desarrollo saludable del feto durante el embarazo (Levin, 2001). Además, la tagatosa es un factor anti-hiperglucémico; otros estudios reportaron que su consumo, aumentó la cantidad de glóbulos rojos y otros factores sanguíneos beneficiosos que ayudarían en el tratamiento de la anemia y la hemofilia (Levin, 2002).

Un aspecto importante de destacar, es el uso de la tagatosa en el tratamiento para la obesidad, ya que su consumo promueve la pérdida de peso. También, produce inhibición del apetito, causando la disminución de la ingesta de alimentos (Donner *et al.*, 1999; Buemann *et al.*, 2000).

La tagatosa también puede interrumpir e inhibir la formación de una biopelícula, definida como: una conglomeración de microorganismos que consiste, en una o más especies de bacterias, hongos, algas y protozoos, los cuales se adhieren en un ambiente acuoso para formar una película unida a una superficie; lo que puede ser usado como suplemento para el almacenamiento de órganos y evitar daños durante una cirugía y/o después de la extracción de un órgano (Levin & Lu, 2003; Paterna *et al.*, 1998).

En el año 2001 la tagatosa fue catalogada como GRAS², lo que significa la seguridad para ser consumido por humanos (FDA, 2001). Fue aprobada para ser utilizada en alimentos por el comité mixto FAO³/WHO⁴ de expertos en aditivos alimentarios (JECFA⁵) desde Junio del 2004 y también por los países Corea del Sur en el año 2003, Australia y Nueva Zelanda en el 2004, Sudáfrica y Brasil desde el 2005 y por la Unión Europea en el año 2006 (Lodder, 2009). Se le utiliza principalmente en la confección de bebidas y alimentos saludables en esos países (Saunders *et al.*, 1999).

Considerando lo expuesto anteriormente, el uso de tagatosa tiene un alto potencial para reemplazar la sacarosa en los alimentos procesados, y también como endulzante, logrando así reducir la cantidad de azúcares para metabolizar en la dieta, como también proporcionar los efectos benéficos que trae consigo.

1.3 | APLICACIONES DE LA TAGATOSA

La D-Tagatosa se puede usar en una amplia variedad de alimentos como, bebidas, alimentos saludables y suplementos dietéticos; puede aplicarse a productos de dietas bajas en carbohidratos, cereales, chocolates, goma de mascar, yogures, refrescos, productos de panadería, bebidas a base de leche y caramelos. Las aplicaciones de la tagatosa anteriormente descritas nacen a partir de las características beneficiosas para la salud que posee, las cuales se describen en la Tabla 1.1 señalando como se relacionan con su uso en los productos mencionados.

² Generally Recognized as Safe

³ Food and Agriculture Organization of the United Nations

⁴ World Health Organization

⁵ Food safety and quality: Jecfa-Additives

Tabla 1.1 Beneficios para la salud y aplicaciones de la D-tagatosa (Oh, 2007)

Beneficios para la salud	Aplicaciones
Bajo en calorías	Productos para dietas bajas en carbohidratos, cereales, barras saludables, refrescos
No produce efecto glucémico	Comida para diabéticos (tipo 2)
Anti-halitosis	Agente anti-hiperglucémico, suplementos dietéticos
Prebiótico	Chocolates, dulces, goma de mascar
Anti-biopelícula, no cariogénico	Pasta de dientes, enjuague bucal
Realizador de sabor	Yogurt, productos de panadería, bebidas a base de leche, confitería

También se han descrito usos no alimenticios, como intermediario para la síntesis de otros compuestos ópticamente activos y como aditivo en la formulación de detergentes, cosméticos y productos farmacéuticos (Ibrahim & Spradlin, 2000).

Como antes fue descrito, la tagatosa posee sello GRAS otorgado por la FDA⁶, el cual determinó una serie de aplicaciones donde su uso es seguro, entre los cuales se encuentran (Levin, 2002):

- Edulcorante bajo en calorías en medicamentos con prescripción no crónica para enmascarar el sabor desagradable que hace difícil ingerirlos.
- Utilizado en pasta de dientes, enjuague bucal y cosméticos, en este caso el uso de la tagatosa puede sustituir a la sacarosa y otros edulcorantes; lo cual fue confirmado a través de ensayos organolépticos.
- Edulcorante en productos farmacéuticos para animales, más específicamente, en caninos y primates, para enmascarar sabores desagradables y tratar animales con sobrepeso.

⁶ Food and Drug Administration

A continuación, en la Tabla 1.2, se muestran algunos ejemplos de las aplicaciones de tagatosa en diferentes productos aprobados por la FDA, y la ingesta diaria estimada correspondiente (EDI) para un adulto de 60 [Kg], en cada caso.

Tabla 1.2 Ingesta diaria en un adulto de 60 [Kg] para productos con D-tagatosa aprobadas por la FDA (Levin, 2002)

Producto	Contenido de tagatosa	EDI [g/d]
Pastillas para la garganta	0,25 [g]/pastilla	6
Medicamentos de venta libre	1 [g]/tableta	8
Jarabe para la tos para diabéticos	0,67 [g]/cucharadita	8
Pasta de dientes	55%*	0,21
Enjuague bucal	35%	2,6
Bálsamo labial con sabor	30%	0,03

* Condiciones de uso: La cantidad de pasta de dientes a utilizar en cada cepillado corresponde a 0,13 [g].

1.4 | PRODUCCIÓN DE TAGATOSA

Actualmente el proceso más utilizado para producir tagatosa a nivel industrial consiste en utilizar la lactosa como materia prima y llevar a cabo una hidrólisis para obtener glucosa y galactosa por acción de la enzima β -galactosidasa (Kim, 2004); el siguiente paso es una isomerización de la galactosa para obtener tagatosa, reacción que puede ocurrir por síntesis química o enzimática, como se muestra en el esquema de la Figura 1.3.

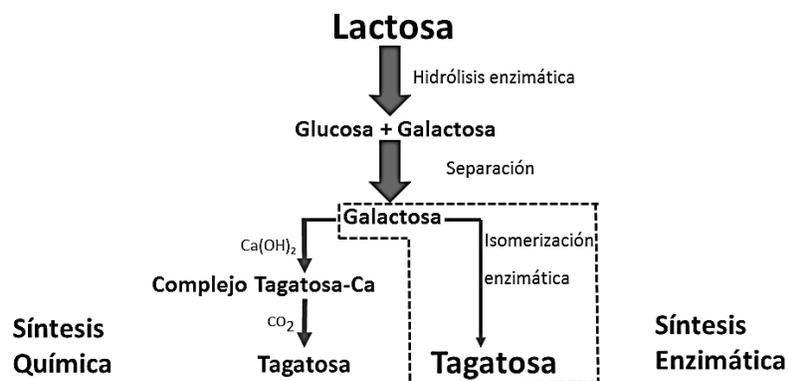


Figura 1.3 Esquema de procesos de síntesis química y biológica para la producción de tagatosa (Kim, 2004)

1.4.1 | Síntesis química

El método químico para la producción de D-tagatosa fue desarrollado y patentado por Biospherics Incorporated (Beadle *et al.*, 1991). En la patente se describe que ocurre una isomerización de D-galactosa a D-tagatosa con hidróxido de calcio y en presencia de cloruro de calcio como catalizador, el cual promueve la precipitación del complejo intermedio (Ca(OH)_2 -tagatosa) como un sólido finamente dividido. El complejo de hidróxido de calcio-tagatosa se forma en la etapa de isomerización, bajo condiciones fuertemente alcalinas y a una temperatura relativamente baja (15-30 °C). Posteriormente, el complejo insoluble pasa a un tratamiento de neutralización que se lleva a cabo preferentemente con dióxido de carbono, formando tagatosa soluble y una sal neutra (CaCO_3). La sal de calcio insoluble se separa por filtración y los iones restantes son eliminados por cromatografía de intercambio iónico. Finalmente la solución de tagatosa se concentra mediante evaporación a vacío para luego, a través de una cristalización, obtener la tagatosa pura (Figura 1.4).

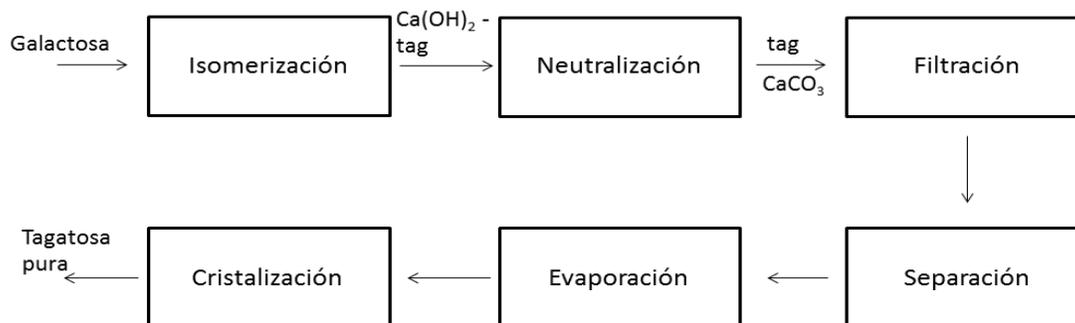


Figura 1.4 Esquema síntesis química de tagatosa a partir de galactosa

Este método presenta algunas desventajas, tales como formación de subproductos debido a las condiciones de reacción alcalinas, lo que requiere de etapas de purificación complejas (Oh, 2007). Además, se requiere mantener temperaturas bajas en la mezcla durante la reacción de isomerización, por lo que es necesario remover una gran cantidad de energía del proceso, lo que significa un aumento en los costos de producción.

1.4.2 | Síntesis enzimática

Los primeros procesos de síntesis enzimática estudiados fueron utilizando diferentes sustratos para la obtención de tagatosa. Uno de ellos fue por oxidación del D-galactitol utilizando la enzima sorbitol deshidrogenasa proveniente de diferentes microorganismos como *Arthrobacter globiformis* (Izumori *et al.*, 1984), *Mycobacterium smegmatis* (Izumori & Tsuzaki, 1988) y *Gluconobacter oxydans* (Manzoni *et al.*, 2001; Rollini & Manzoni, 2005). Sin embargo, este proceso no es conveniente para la producción de tagatosa a gran escala por el alto costo y la poca disponibilidad del sustrato (Kim, 2004). También se ha descrito otra forma para la obtención del edulcorante a través de la bioconversión de D-psicosa usando diversas cepas de hongos *Mucoraceae* (Yoshihara *et al.*, 2006). D-psicosa es un azúcar raro, pero puede producirse por la epimerización de la D-fructosa, la cual es relativamente barata, usando la D-tagatosa-3-epimerasa de *Pseudomonas chichorii* (Takeshita *et al.*, 2000) o *Rhodobacter sphaeroides* (Zhang *et al.*, 2009), así como también la D-psicosa-3-epimerasa de *Agrobacterium tumefaciens* (Kim *et al.*, 2006). La producción de tagatosa a partir de galactitol y

psicosa, utilizando las enzimas provenientes de *Klebsiella pneumoniae* (Shimonishi *et al.*, 1995) y *Enterobacter aerogenes* (Rao *et al.*, 2008), respectivamente, mostraron que al agregar glicerol al medio de reacción aumentó la tasa de conversión a tagatosa.

Por otra parte, se ha estudiado la epimerización de L-sorbose a L-tagatosa con la enzima D-tagatosa 3-epimerasa de *Pseudomonas sp. ST-24* (Itoh *et al.*, 1995), la cual anteriormente fue utilizada en la producción de D-sorbosa a partir de D-tagatosa (Itoh & Izumori 1996).

El proceso enzimático tiene muchas ventajas por sobre la isomerización química, tales como: condiciones de reacción más suaves, menor formación de productos secundarios no deseados y potencial para la mejora del catalizador mediante la evolución molecular, ingeniería metabólica y las investigaciones para mejorar la eficiencia de producción a partir de diferentes microorganismos (Kim, 2004).

Actualmente la isomerización enzimática a nivel industrial desde D-galactosa a D-tagatosa se lleva a cabo con la enzima L-arabinosa isomerasa (EC. 5.3.1.4.), la cual es considerada como la de mayor potencial de uso para la producción de tagatosa, ya que la galactosa se obtiene fácilmente de la lactosa, un sub-producto de la industria láctea.

1.5 | OBJETIVOS

En consideración de los antecedentes presentados se plantea el objetivo general y se proponen los objetivos específicos.

1.5.1 | Objetivo general

- Evaluar técnico y económicamente un proceso para la producción de D-tagatosa por vía enzimática a partir de lactosa, en Chile.

1.5.2 | Objetivos específicos

- Estimar el mercado nacional actual de edulcorantes naturales y artificiales con la finalidad de definir volúmenes de producción y dimensionar el tamaño del proceso.
- Definir la ubicación más favorable de la planta de producción analizando diferentes factores, como disponibilidad y costos de materias primas, de terrenos, de transporte; cercanía a los clientes; disponibilidad de agua y energía; entre otros.
- Seleccionar los procesos, operaciones unitarias y condiciones de operación necesarias para llevar a cabo los balances de materia y energía en la producción de tagatosa utilizando la lactosa como materia prima mediante una síntesis enzimática.
- Diseñar la planta productora de tagatosa con el fin de dimensionar el tamaño de los equipos y la ubicación de cada uno de ellos, para así determinar el flujo de personas, espacio entre las maquinarias y las dimensiones de la planta para futuras expansiones.
- Realizar la evaluación económica para evaluar la factibilidad de una planta productora de tagatosa en Chile.

REFERENCIAS

- Beadle, J. R., Saunders, J. P. & Wajda, T. J. (1991). Process for manufacturing tagatose. United States Patent 5,002,612.
- Bertelsen, H., Jensen, B. B., & Buemann, B. (1999). D-Tagatose: A novel low-calorie bulk sweetener with prebiotic properties. *World Review of Nutrition and Dietetics* 85: 98-109.
- Binns, N. (2009). Perspectives on ILSI's international activities on functional foods. Retrieved noviembre 7, 2016, from ILSI: <http://ilsi.org/mexico/wp-content/uploads/sites/29/2016/09/Perspectives-on-ILSIs-International-Activities-on-Functional-Foods.pdf>
- Brands, C. M., Alink, G. M., Boekel, M. A. & Jongen, W. M. (2000). Mutagenicity of heated sugar-casein systems: effect of the maillard reaction. *Journal Agricultural and Food Chemistry* 48: 2271-2275.
- Buemann, B., Toubro, S., & Astrup, A. (1999). Human Gastrointestinal Tolerance to D-Tagatose. *Regulatory Toxicology and Pharmacology* 29: S71-S77.
- Buemann, B., Toubro, S., Raben, A., Blundell, J., & Astrup, A. (2000). The acute effect of D-Tagatose on food intake in human subjects. *British Journal of Nutrition* 84: 227-231.
- Donner, T., Wilber, J. & Ostrowski, D. (1999). D-Tagatose, a novel hexose: acute effects on carbohydrate tolerance in subject with and without type 2 diabetes. *Diabetes, Obesity and Metabolism*, 1: 285-291.

Espinosa, I. & Fogelfeld, L. (2010). Tagatose: from a sweetener to a new diabetic medication? *Expert Opinion on Investigational Drugs* 19 (2): 285-294.

FDA. (2001). Notice of a GRAS exemption for D-Tagatose. USA.

Heller, R.I. (2005). Functional foods: regulatory and marketing developments in the United States. In C. Hasler, *Regulation of functional foods and nutraceuticals: a global perspective*. 1st edition, Section 11, pp. 169-199. Iowa: Blackwell Publishing.

Hirst, E., Hough, L. & Jones, J. (1949). Composition of the gum of *Sterculia setigera*: occurrence of D-tagatose in nature. *Nature* 4135, p. 177.

Huggett, A. & Schilte, B. (1996). Research needs for establishing the safety of functional foods. *Nutrition Reviews* 54 (11): 143-148.

Ibrahim, O. O. & Spradlin, J. E. (2000). *Patent No. 6,057,135*. USA.

Itoh, H., Sato, T. & Izumori, K. (1995). Preparation of D-psicose from D-fructose by immobilized D-Tagatose 3-epimerase. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 80 (1): 101-103.

Itoh, H. & Izumori, K. (1996). Enzymatic production of L-Tagatose and L-fructose from L-sorbose and L-psicose, respectively. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 84 (4): 351-353.

Izumori, K., Miyoshi, T., Tokuda, S. & Yamabe, K. (1984). Production of D-Tagatose from dulcitol by *Arthrobacter globiformis*. *Applied and Environmental Microbiology* 46 (5): 1055-1057.

- Izumori, K. & Tsuzaki, K. (1988). Production of D-Tagatose from D-Galactitol by *Mycobacterium smegmatis*. *Journal of Fermentation Technology* 66 (2): 225-227.
- Kim, P. (2004). Current studies on biological tagatose production using L-arabinose isomerase: a review and future perspective. *Applied Microbiology Biotechnology* 65: 243–249.
- Kim, H.J., Hyun, E.-K., Kim, Y.-S., Lee, Y.-J., & Oh, D.-K. (2006). Characterization of an *Agrobacterium tumefaciens* D-Psicose 3-epimerase that converts D-fructose to D-psicose. *Applied and Environmental Microbiology* 72 (2): 981–985.
- Lærke, H. N., & Jensen, B. B. (1999). D-Tagatose has low small intestinal digestibility but high large intestinal fermentability in pigs. *The Journal of Nutrition* 129: 1002–1009.
- Levin, G., Zehner, L. R., Saunders, J. P. & Beadle, J. R. (1995). Sugar substitutes: their energy values, bulk characteristics, and potential health benefits. *The American Journal of Clinical Nutrition*, 1161S-1168S.
- Levin, G. V. (2001). Increased fertility and improved fetal development drug. United States Patent 6,225,452 B1.
- Levin, G. (2002). Tagatose, the new GRAS sweetener and health product. *Journal of Medicinal Food* 5 (1): 24-35.
- Levin, G. V. & Lu, Y. (2003). D-tagatose as an anti-biofilm agent. United States Patent 0087834 A1.

- Livesey, G. & Brown, J. (1996). D-tagatose is a bulk sweetener with zero energy determined in rats. *Nutrient Metabolism*, p.1601.
- Lodder, R. (2009). U.S. Securities and Exchange Commission. Retrieved Diciembre 23, 2016, from https://www.sec.gov/Archives/edgar/data/12239/000110465909063918/a09-33187_1ex99d1.htm
- Lu, Y., Levin, G. V. & Donner, T. W. (2008). Tagatose, a new antidiabetic and obesity control drug. *Diabetes, obesity and metabolism* 10: 109–134.
- Lutz, M. (2012). ¿Podemos hablar de alimentos funcionales en Chile? *Revista Chilena de Nutrición* 39 (2): 211-215.
- Manzoni, M., Rollini, M. & Bergomi, S. (2001). Biotransformation of D-galactitol to tagatose by acetic acid bacteria. *Process Biochemistry* 36: 971–977.
- Mendoza, M., Olano, A. & Villamiel, M. (2005). Chemical indicators of heat treatment in fortified and special milks. *Journal Agricultural and Food Chemistry* 53: 2995-2999.
- Oh, D.K. (2007). Tagatose: properties, applications, and biotechnological processes. *Applied Microbiology and Biotechnology* 76: 1-8.
- Paterna, J., Boess, F., Stäubli, A. & Boelsterli, U. A. (1998). Antioxidant and cytoprotective properties of D-Tagatose in cultured murine hepatocytes. *Toxicology and Applied Pharmacology* 146: 117-125.

- Patra, F., Tomar, S., & Arora, S. (2009). Technological and functional applications of low-calorie sweeteners from lactic acid bacteria. *Journal of food science* 74(1): R16-R23.
- Rao, D., Gullapalli, P., Yoshihara, A., Jenkinson, S., Morimoto, K., Takata, G., et al. (2008). Direct production of L-Tagatose from L-psicose by *Enterobacter aerogenes* 230S. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 106 (5): 473-480.
- Rastall, R. A., Gibson, G. R., Gill, H. S., Guarner, F., Klaenhammer, T. R., Pot, B. (2005). Modulation of the microbial ecology of the human colon by probiotics, prebiotics and synbiotics to enhance human health: An overview of enabling science and potential applications. *FEMS Microbiology Ecology* 52: 45–152.
- Rollini, M. & Manzoni, M. (2005). Bioconversion of D-galactitol to tagatose and dehydrogenase activity induction in *Gluconobacter oxydans*. *Process Biochemistry* 40: 437–444.
- Saunders, J. P., Donner, T. W., Sadler, J. H., Levin, G. V. & Makris, N. G. (1999). Effects of acute and repeated oral doses of D-Tagatose on plasma uric acid in normal and diabetic humans. *Regulatory Toxicology and Pharmacology* 29: S57–S65.
- Scheppach, W., Bartram, H. & Richter, F. (1995). Role of short-chain fatty acids in the prevention of colorectal cancer. *European Journal of Cancer* 31A (7): 1077-1080.
- Shimonishi, T., Okumura, Y. & Izumori, K. (1995). Production of L-Tagatose from galactitol by *Klebsiella pneumoniae* strain 40b. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 79 (6): 620-622.

- Takeshita, K., Suga, A., Takada, G. & Izumori, K. (2000). Mass production of D-psicose from D-fructose by a continuous bioreactor system using immobilized D-Tagatose 3-epimerase. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 90 (4): 453-455.
- Troyano, E., Martinez-Castro, I. & Olano, A. (1992). Kinetics of galactose and tagatose formation during heat-treatment of milk. *Food Chemistry* 45: 41-43.
- Venema, K., Vermunt, S. H. & Brink, E. J. (2005). D-Tagatose increases butyrate production by the colonic microbiota in healthy men and women. *Microbial Ecology in Health and Disease* 17: 45-57.
- Yoshihara, K., Shinohara, Y., Hirotsu, T. & Izumori, K. (2006). Bioconversion of D-Psicose to D-Tagatose and D-Talitol by *Mucoraceae* fungi. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 101 (3): 219-222.
- Zhang, L., Mu, W., Jiang, B. & Zhang, T. (2009). Characterization of D-tagatose-3-epimerase from *Rhodobacter sphaeroides* that converts D-fructose into D-psicose. *Biotechnology Letters* 31: 857–862

2 | ESTUDIO DE MERCADO, CAPACIDAD Y UBICACIÓN DE LA PLANTA

Un estudio de mercado incluye identificación, recopilación, análisis, difusión y uso de la información. Se identifica o define el problema u oportunidad de la investigación de mercados, y luego se determina la información que se requiere para investigarlo con el propósito de mejorar la toma de decisiones relacionadas. La investigación de mercados intenta aportar información precisa que refleje la situación real (Malhotra, 2008).

En este capítulo se analizan los mercados de azúcar común, endulzantes y alimentos funcionales, para así profundizar el mercado de tagatosa.

2.1 | MERCADO EXTERNO

En las últimas décadas, las exigencias de las personas hacia los alimentos procesados han cambiado considerablemente. Los consumidores son conscientes de que la alimentación está directamente relacionada con su salud (Mollet & Rowland, 2002), por lo que la industria alimentaria tiene el desafío de ir innovando con nuevos productos que sean saludables y bajos en calorías que le permitan responder a las demandas de los consumidores.

En este sentido, los alimentos funcionales han tomado gran relevancia tanto en consumidores como en productores debido a los beneficios que entregan a la salud. El tamaño del mercado global de los alimentos funcionales ha sido evaluado en \$129 mil millones de dólares en el año 2015. Se estima que la creciente conciencia entre los consumidores respecto a su salud y una dieta adecuada influirá positivamente en la demanda mundial de esta industria en los siguientes 8 años como se aprecia en la Figura 2.1 (GVR, 2015).

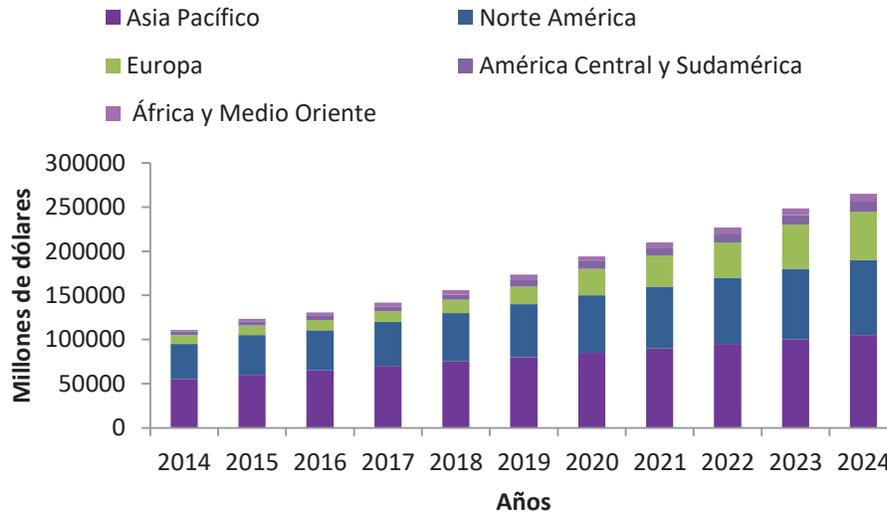


Figura 2.1 Proyección Mercado Mundial Alimentos Funcionales (GVR, 2015).

Dentro de la composición de la dieta humana, han ido tomando un importante rol los endulzantes, de los cuales existe una gran variedad y a su vez una amplia gama de productos que los utilizan en su formulación. Los endulzantes son utilizados como sustitutos del azúcar, debido a que tienen un mayor poder edulcorante y aportan muy pocas calorías (FDA, 2014).

Se estima que el aumento global en el uso de aditivos hipocalóricos en las industrias procesadoras de alimentos, bebidas y confites impulsará la demanda de endulzantes bajos en calorías en los próximos años. El mercado global de los endulzantes para el año 2010 se estimó en 9 millones de dólares y se espera un crecimiento del 3% desde el 2015 al 2022 (GVR, 2016). Por otra parte, dentro de los edulcorantes se encuentran los endulzantes naturales; el mercado global de estos fue estimado sobre las 900 mil toneladas en el año 2014. La stevia era el edulcorante dominante en esta categoría, donde su mercado se estimó en \$340 millones de dólares en ese año y es probable que supere los \$550 millones de dólares en el año 2023 (GMI, 2016).

En la Figura 2.2 se señala la evolución de producción y consumo de azúcar de mesa a nivel mundial, donde se puede analizar una leve disminución de la producción en el último año respecto al consumo (con un déficit cercano a los 5,5 millones de toneladas); esto se debe en gran medida a la introducción de nuevos productos en el mercado como los endulzantes no calóricos, los que aportan menos calorías que la sacarosa.

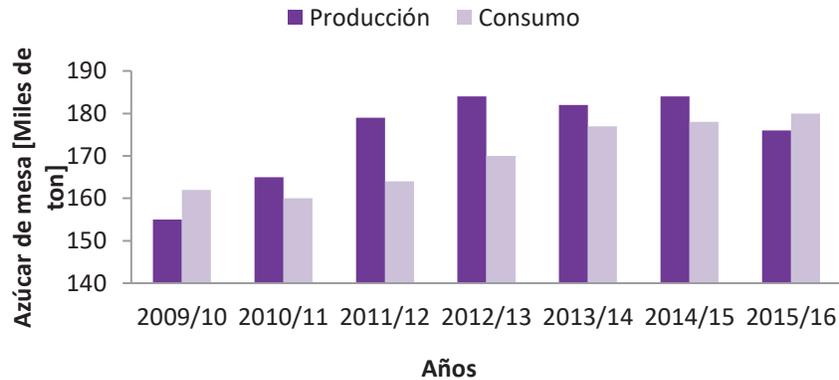


Figura 2.2 Evolución de consumo y producción mundial de azúcar de mesa

Las exigencias de los consumidores han motivado que los productores logren desarrollar e insertar en este tipo de mercado un nuevo producto como la tagatosa, para la cual existen dos empresas a nivel internacional que la producen: una de origen coreano llamada CJ Cheiljedang Corporation y otra de origen belga llamada Damhert Nutrition.

CJ Cheiljedang es la productora líder en ingredientes alimentarios funcionales en el mercado interno de Corea y se encuentra en una constante búsqueda de nuevas tecnologías que lo diferencien del resto para desarrollar productos con un alto valor agregado. Esta estrategia de negocio le ha permitido expandirse en la industria de los alimentos funcionales llegando actualmente a proporcionar edulcorantes funcionales, aceites especiales, y harinas de soja entre otros ingredientes innovadores. De esta manera el año 2012, CJ Cheiljedang lanzó su nuevo endulzante en base a tagatosa con efecto anti-hiperglucémico, apuntando a obtener una fuerte respuesta de las personas que padecen diabetes y los que se preocupan de su peso corporal (Cheiljedang, 2016).

Por otro lado está la empresa belga Damhert Nutrition, quien comenzó en Agosto del 2007 a producir su propia tagatosa luego de comprar los suministros restantes de Arla Foods (empresa pionera en producción de tagatosa que en 2006 había suspendido su producción). Damhert comenzó a una escala piloto de producción de 800 a 2.500 toneladas por año de tagatosa, para luego dar paso a la segunda fase en el año 2015, a escala industrial con una planta de capacidad de 10.000 toneladas de tagatosa por año (Flanderstoday, 2013). Damhert Nutrition por cuarenta años ha liderado el ranking de los alimentos funcionales, con una amplia gama de productos saludables (Damhert Nutrition, 2016).

2.2 | MERCADO PROVEEDOR

La principal materia prima para la producción enzimática de tagatosa es la lactosa; se obtiene del suero de la leche (lactosuero), un sub-producto de muchas líneas de procesos de la industria láctea. El lactosuero, al ser considerado tradicionalmente como un residuo de estas industrias, su valor comercial es muy bajo (Carpin *et al.*, 2016). El suero de la leche es una mezcla muy compleja de agua, lactosa, minerales y proteínas, por lo que obtener la lactosa pura requiere de varias operaciones unitarias con sus costos productivos (Chandrapala & Vasiljevic, 2016). Por esta razón se utiliza lactosa ya purificada como materia prima, lo cual reduce los costos de pretratamiento de esta y permite optimizar el proceso productivo al requerir un menor número de etapas en su elaboración.

La lactosa existe en diferentes formas, pero la más común y estable es la alfa-lactosa monohidrato cristalizada, producida por evaporación del lactosuero, seguida por cristalización, finalizando con la separación y secado de los cristales. Los diferentes grados de pureza de la lactosa, hacen que el proceso sea más complejo; lo que depende de cuán pura se requiera la lactosa (Carpin *et al.*, 2016).

La lactosa monohidrato tiene una molécula de agua asociada, que no se elimina durante los procesos de secado. Este tipo de lactosa se utiliza en la industria farmacéutica y alimentaria (Kreczmann *et al.*, 2015). En la industria alimentaria se puede utilizar lactosa como ingrediente sin hacer que el producto quede demasiado dulce, puesto que tiene un menor poder edulcorante que el azúcar común; también se utiliza en este tipo de industria como un aglomerante, para potenciar el sabor de ciertos alimentos, para mejorar la funcionalidad de productos mantecosos, entre otros. En la industria farmacéutica, la lactosa se utiliza como el principal excipiente (aproximadamente el 70% de los comprimidos contienen lactosa) para los medicamentos porque no es dulce, es segura, está disponible en forma altamente refinada, y produce tabletas de buena calidad (Shendurse & Khedkar, 2016).

En Chile no se produce lactosa, por lo que todo el abastecimiento de esta materia prima es mediante importación desde diferentes países, con un amplio rango de precios; esto depende principalmente del grado de pureza que posee y del uso que se le puede dar. En la Figura 2.3 se presentan las importaciones de lactosa en los últimos seis años en Chile (año 2016 hasta el mes de octubre). Es posible observar un aumento de estas a lo largo de los años, y por lo tanto una mayor demanda de lactosa en nuestro país, situación que evidencia la integración de la lactosa como materia prima en los

procesos productivos en Chile. Se debe destacar la baja significativa en el año 2015 de este producto, y que el año 2016 se encuentra sólo hasta el mes de noviembre de dicho año.

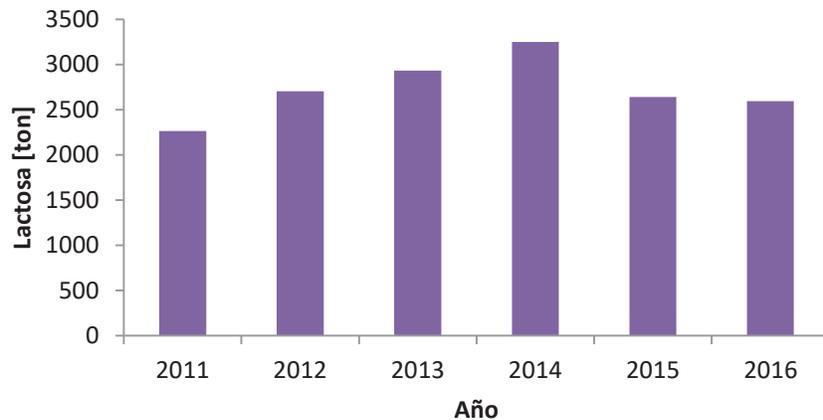


Figura 2.3 Importaciones de Lactosa en Chile

El valor de la lactosa es fuertemente influenciado por el mercado de Estados Unidos, por ser uno de sus mayores productores. El precio de la lactosa ha bajado durante los últimos años por la alta oferta que existe a nivel mundial y las nuevas tecnologías que se han introducido para producirla. Esta tendencia de los precios de la lactosa se refleja en la Figura 2.4, donde es posible observar la brusca caída de los precios de lactosa por tonelada en Estados Unidos; reduciéndose a un tercio su valor en sólo cuatro años, pasando de US\$1.800 por tonelada en el 2012 a US\$600 por tonelada de lactosa en el año 2016 (CLAL, 2016).

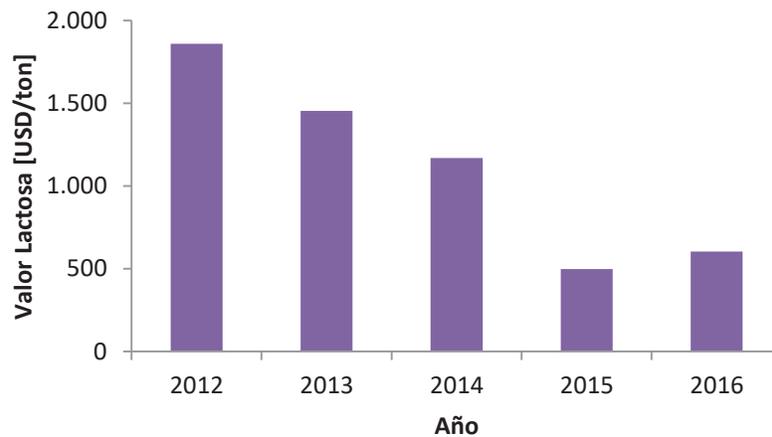


Figura 2.4 Precio promedio de lactosa [USD/ton] en Estados Unidos (CLAL, 2016).

En la Tabla 2.1 aparecen las principales empresas proveedoras de lactosa en Chile, con sus respectivos valores CIF⁷. El precio de la materia prima fluctúa entre \$0,87 y \$12,18 dólares por kilogramo, y dicha variación de precio se debe a la pureza que poseen; la lactosa más conveniente es la comercializada por la empresa Hilmar Ingredients al ser la más económica y cumplir con los estándares de pureza necesarios para la producción de tagatosa (Aduanas, 2016).

Tabla 2.1 Valor CIF de lactosa con respectiva empresa de origen

Empresa Exportadora	Tipo de Lactosa	Valor CIF [USD/kg]
Hilmar Ingredients	Monohidrato	0,87
Quality Foods	Monohidrato	0,95
Meggle	Alimentación Animal	1,98
Leprino Foods	Refinada	0,88
Retana	CD/CR	8,18
Merck	Excipiente	12,18

2.3 | MERCADO COMPETIDOR

Los polialcoholes como sorbitol, xilitol, eritritol, manitol e isomaltitol son un tipo de edulcorantes que tienen un bajo aporte calórico, son no cariogénicos y aportan textura a los alimentos, características por las cuales su mercado se puede comparar al de la tagatosa. El mercado de los polialcoholes tiene una expectativa de crecimiento del 7,9% en cinco años, alcanzando un valor cercano a tres mil millones de dólares en el 2017 (Insider, 2016). Aun cuando la tagatosa tiene propiedades únicas como la capacidad de caramelizar y no produce un efecto de enfriamiento, el precio de este nuevo endulzante debiera ser muy similar a su competencia, los polialcoholes. Este

⁷ Valor CIF: Valor que incluye los costos de transporte y seguro hasta el puerto de destino.

será determinado por diferentes factores como materias primas, tamaño de la planta, eficiencia de proceso y demanda del mercado (Kim *et al.*, 2004).

En Chile no hay información sobre edulcorantes del tipo polialcoholes, por lo que los competidores de la tagatosa en el país serán: azúcar común refinada, tagatosa importada y endulzantes como la stevia y sucralosa.

2.3.1 | Formato sólido

En el mercado competidor, en formato sólido, existen dos empresas competidoras IANSA y Damhert Nutrition.

El mercado global de la sacarosa (azúcar común, azúcar refinada) en Chile durante el 2015 totalizó un estimado de 722 mil toneladas, lo que representa un 2,5% de decrecimiento respecto al año 2014. En cuanto a participación de mercado, IANSA es la principal empresa azucarera con un 67% de participación, el resto del azúcar común para satisfacer la demanda del país proviene de importaciones de distintos orígenes (IANSA, 2015). La sacarosa es uno de los competidores, debido que la tagatosa es resistente a distintas temperaturas por lo que se puede utilizar tanto para cocinar como para hornear, manteniendo las mismas propiedades que la sacarosa.

En la Figura 2.5 se observa un decrecimiento en las importaciones y un mínimo aumento en la producción nacional de azúcar refinada, alcanzando un 20% de crecimiento en el año 2015 respecto al 2011. Se observa un decrecimiento de 5,6% del consumo de azúcar común tanto a nivel retail como industrial en relación a los habitantes en el país, pasando de los 42,9 kilos por persona al año en 2014 a 40,15 kilos en 2015 (IANSA, 2015). Cabe destacar que en el año 2016, Chile se posiciona en el segundo lugar a nivel mundial en el consumo de azúcar refinada con 52 [kg/año] per cápita (La Tercera, 2016).

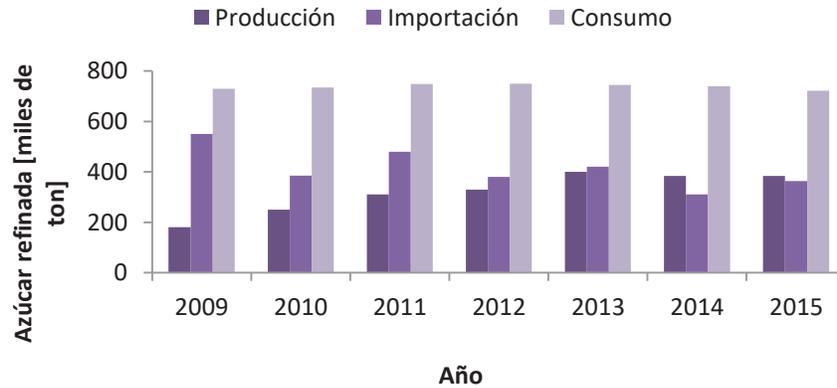


Figura 2.5 Evolución de producción, importación y consumo de azúcar refinada en Chile

En el mismo formato sólido se encuentra la empresa Biofoods, que es la única empresa que importa y distribuye tagatosa comercial sólida en nuestro país, iniciando su mercado en Chile a fines de Diciembre del 2015, como se observa en la Figura 2.6. La tagatosa que se distribuye en Chile es la proveniente de la empresa Damhert Nutrition.

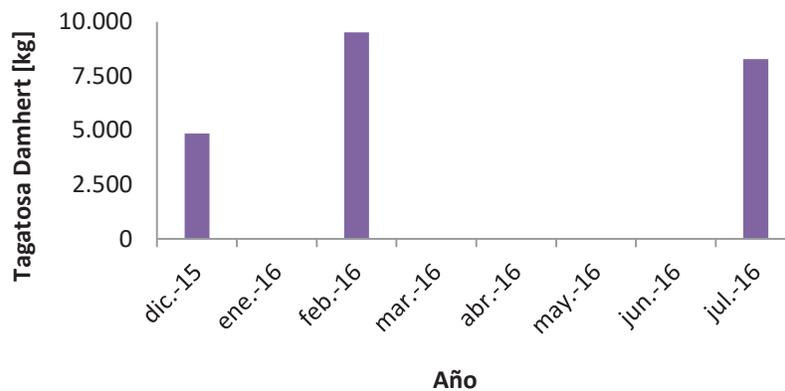


Figura 2.6 Importaciones de tagatosa de Biofoods proveniente de Damhert Nutrition

El inconveniente de este producto es su elevado precio en el mercado, haciéndolo accesible sólo al grupo socioeconómico de mayor ingreso. A pesar del actual precio, el crecimiento mensual de ventas de tagatosa a través de Biofoods ha sido de un 30% mensual (LUN, 2016). Esto indica que la comercialización de tagatosa en Chile es exitosa por lo que producir este endulzante en nuestro país reduciría los costos de producción y por ende el precio final, haciéndolo más accesible al público en general.

2.3.2 | Formato líquido

En el formato líquido, los principales competidores son IANSA con su línea cero K y Daily; ambos con endulzantes líquidos como stevia y sucralosa. A pesar de que son edulcorantes de alto poder y no calóricos, estos son comparados con la tagatosa al ser los de mayor consumo nacional. En la Figura 2.7 aparecen las importaciones desde diferentes países de edulcorantes como Stevia y Sucralosa en Chile desde el año 2011 al 2015, donde se observa alrededor de un 300% de aumento en el ingreso de este tipo de producto al país en el último año respecto al 2011.

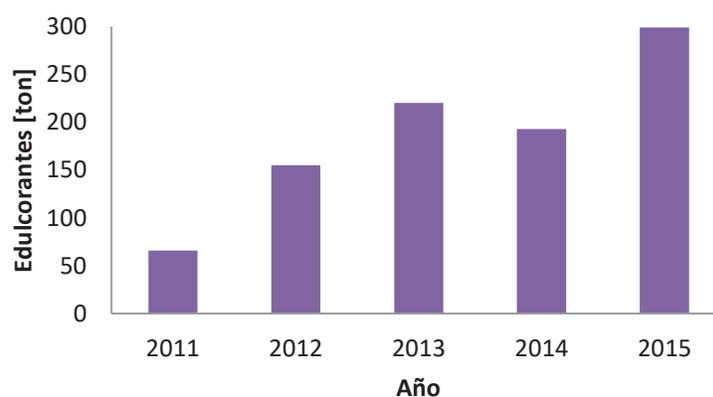


Figura 2.7 Importaciones de edulcorantes (stevia y sucralosa) en Chile

Por otra parte, en la Tabla 2.2 se puede observar el posicionamiento de la tagatosa ante competidores de ambos formatos en cuanto a sus precios en el mercado en Chile.

Tabla 2.2 Precios de mercado competidores⁸

Producto	Cantidad	Precio
Azúcar granulada IANSA	1 kg	\$759
Endulzante Líquido Daily	270 cc	\$3.540
Tagatosa Damhert	500 gr	\$7.989

⁸ Precios obtenidos en: <http://www.jumbo.cl>

2.4 | MERCADO CONSUMIDOR

La tagatosa es producida a partir de la galactosa, la cual es obtenida por hidrólisis de la lactosa. En su proceso de síntesis, la tagatosa queda sin residuos de lactosa lo que la hace apta para el consumo en niños, embarazadas, diabéticos, e intolerantes a la lactosa entre otros. Al mismo tiempo, la tagatosa no aumenta los niveles de glucosa en la sangre, por lo que puede ser consumida por personas que padecen diabetes y obesidad.

Basado en lo anterior, el público objetivo está representado principalmente por mujeres embarazadas con diabetes gestacional, personas que padecen de enfermedades como obesidad y diabetes, adultos mayores y también personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto debido al precio de la tagatosa en el mercado chileno.

Al ser un producto nuevo en Chile, no se dispone de información del mercado consumidor de tagatosa, lo que llevará a realizar una serie de supuestos basados principalmente en el consumo de alimentos funcionales del país (por el efecto prebiótico que tiene la tagatosa), y en el mercado de endulzantes líquidos y del azúcar común por tener características similares a éstas.

Los edulcorantes son productos cuyo aporte calórico es bajo o nulo; en esto radica su valor y el por qué son consumidos por las personas preocupadas por alimentarse de manera saludable o bien por disminuir el consumo de calorías. En el último tiempo se ha desplazado el consumo de azúcar hacia los edulcorantes, debido a los efectos beneficiosos que aporta su consumo. Esto ayuda al tratamiento de personas que padecen diabetes y de personas que deben bajar de peso (SERNAC, 2015).

Luego del estudio realizado por la OCDE⁹ donde se ubica a Chile en el quinto lugar con más obesidad a nivel mundial, la empresa Daily Foods realizó una encuesta el año 2015 con el fin de indagar sobre los hábitos alimenticios que tenían los chilenos, y la cantidad de azúcar refinada y endulzantes que consumían diariamente. De esta investigación se concluyó que el 69% de los chilenos consumen algún tipo de endulzantes (Daily, 2015).

Dentro de los endulzantes que más se consumen se encuentran la stevia y la sucralosa con 59,7% y 31,6% respectivamente, seguidos con porcentajes menores por sacarina, aspartamo y otros. A pesar del incremento del mercado de endulzantes y la baja en 3,5% en el consumo de azúcar refinada en

⁹ The Organisation for Economic Co-operation and Development

supermercados, existe un 37% de la población que todavía la consume, y en los estratos socioeconómicos bajos el porcentaje de consumo aumenta a un 88,2%. Si se considera sólo el caso de las bebidas calientes, un 59% le agrega azúcar y de este porcentaje un 66% lo hace en una dosis de entre 1 a 4 cucharaditas diarias. En esta misma encuesta, en cuanto al formato de los endulzantes el 52,8% de los consumidores indicaron preferirlos en su condición líquida, mientras que el 47,2% la prefiere sólida (Daily, 2015).

En base a esta información resulta esperable un futuro auspicioso para la tagatosa en Chile, principalmente por las tendencias de consumo orientadas a la salud y el bienestar, los beneficios e impactos en la salud y el resultado obtenido con el ingreso de los nuevos endulzantes.

2.4.1 | Público objetivo potencial

A continuación se realiza un análisis más profundo de las categorías de público objetivo para comprender de mejor manera por qué son considerados como potenciales consumidores y cuál es su condición en Chile.

Personas que padecen diabetes

La diabetes mellitus es una afección crónica que aparece cuando el páncreas no produce suficiente insulina o cuando el organismo no puede emplear eficazmente la insulina producida. Esto provoca hiperglicemia (exceso de glucosa en la sangre), que daña considerablemente numerosos sistemas del organismo, especialmente el sistema vascular y el sistema nervioso (ADICH, 2016).

Por otra parte, los edulcorantes no nutritivos como la tagatosa, se usan comúnmente para ayudar a los pacientes con diabetes mellitus tipo 2 (DM) a reducir la ingesta energética de carbohidratos para tener un mejor control glucémico y para ayudar con el control del peso (Donner *et al.*, 2010). Según la Fundación para la Diabetes, en el mundo 415 millones de adultos padecen diabetes y se estima que para el año 2040 esta cifra aumente a 642 millones. En Chile, esta epidemia se ha transformado en una situación crítica de Salud Pública con una prevalencia en 11% de la población; esto se traduce en que hoy 1 de cada 10 chilenos padece esta enfermedad (FID, 2015).

Embarazadas

Según la información disponible, en el año 2012 se registraron 241.897 nacidos vivos, lo que corresponde al 1,35% de la población total chilena de ese año (MINSAL, 2012). Se consideran las mujeres embarazadas en el mercado consumidor, a consecuencia de que tienen una gran prevalencia a padecer diabetes gestacional, la que se produce cuando se desarrollan niveles elevados de glucosa en la sangre durante el embarazo. Esto sucede cuando el cuerpo de la madre no puede fabricar y usar toda la insulina que necesita para introducir normalmente la glucosa en la sangre. Las mujeres que sufren diabetes gestacional tienen riesgo de desarrollar diabetes tipo 2 en cualquier momento después del nacimiento del bebé si no siguen una buena dieta y si aumentan mucho de peso (MINSAL, 2014).

Personas que padecen obesidad

El sobrepeso y la obesidad se definen como una acumulación anormal o excesiva de grasa que puede ser perjudicial para la salud (ONU, 2016). La obesidad es la epidemia más grande y de más rápido crecimiento de los tiempos modernos, y trasciende los límites geográficos, étnicos y socioeconómicos (Saavedra, 2017). En la última década, la prevalencia de sobrepeso, y en particular de obesidad, ha aumentado considerablemente en países desarrollados y en los que están en vía de serlo. Esta condición contribuye en forma importante al aumento en la prevalencia de diabetes tipo II, hipertensión, osteoartritis, enfermedades cardiovasculares y respiratorias, contribuyendo no sólo al aumento de la mortalidad, sino también a la peor calidad de vida y discapacidad de la población. (Bassuk & Manson, 2017).

Según el estudio realizado por el Ministerio de Salud, donde se establecen los principales indicadores de obesidad en la población chilena, en el año 2010 el 25,1% de la población de Chile pertenecía al grupo de personas que padecen obesidad (MINSAL, 2010), por lo que la tagatosa al ser hipocalórica podría tener un gran impacto.

Adulto mayor

A nivel mundial, la proporción de personas mayores (mayores de 60 años de acuerdo a la clasificación de la OMS) aumentó del 9 % en 1994 al 12 % en 2014, y se espera que alcance el 21 % en 2050

(United Nations, 2013). Chile no es ajeno a esta tendencia mundial, la población de nuestro país ha experimentado un proceso de envejecimiento demográfico acelerado y sin precedentes históricos; actualmente un 15,4% de la población chilena tiene más de 60 años y se espera que para el año 2020 esta cifra llegue al 17,3% (FCH, 2015). Los indicadores no hacen más que poner en evidencia que el adulto mayor es un segmento cada vez más relevante para la población chilena. Con lo anterior y además que a este segmento le es primordial el cuidado en los alimentos que ingieren debido a que son más vulnerables a enfermedades, se han considerado para la demanda de tagatosa.

Estrato socioeconómico alto

Tanto los niveles socioeconómicos altos como los más bajos han manifestado actitudes positivas hacia el consumo de alimentos funcionales (Herath *et al.*, 2008). Si bien aún no se tienen datos consistentes, el mercado de los alimentos funcionales es mayormente concurrido por consumidores acomodados, ya que estos alimentos tienden a estar disponibles a un precio superior y quizá están fuera del alcance de los consumidores con ingresos menores (Petrovici & Ritson, 2006).

Según el nuevo modelo de grupos socioeconómicos de la AIM¹⁰, al estrato más alto que antes correspondía a ABC1, actualmente se le suman las categorías AB, C1A y C1B. Incluyendo los nuevos datos, este porcentaje sube de 10% a 16% de la población chilena, correspondiente a un rango de \$737.000 a \$6.000.000 per cápita (EMOL, 2015).

2.4.2 | Demanda de tagatosa

La demanda de tagatosa a satisfacer se basará en un escenario conservador. Para calcular la demanda se considerará la tagatosa como un endulzante de mesa para los chilenos y como ingrediente en la formulación de alimentos, basándose en el mercado del manjar, mermeladas y caramelos.

¹⁰ Asociación de Investigadores de Mercado

Demanda de tagatosa para uso como endulzante

Antes de definir la demanda de tagatosa, se debe proyectar el número de habitantes pertenecientes a cada categoría de los potenciales consumidores objetivos hacia el año 2016. Para la categoría de adulto mayor y embarazadas, se obtiene la información de la proyección realizada por el Instituto Nacional de Estadísticas, mientras que para el resto de las categorías se considera el año del cual se obtiene la información y en la misma proporción que aumente la población al año 2016, aumentará dicho segmento. Por ejemplo, el dato obtenido de las personas que padecen obesidad corresponde al año 2010, perteneciendo a esta categoría el 25,1% de los chilenos, equivalente a 4.290.663 personas. Entre los años 2010 y 2016 existe una tasa de crecimiento de la población de 5,31%, obteniendo 4.518.493 de personas se encuentran en esta categoría en el año 2016. Este mismo procedimiento se realiza para los diferentes segmentos; en la Tabla 2.3 se señalan las distintas categorías del público objetivo y el número de habitantes pertenecientes en la categoría al año 2016.

Tabla 2.3 Proyección de cada categoría al año 2016

Categoría	Año referencia	Pob. año referencia	Porcentaje Categoría	Pob. categoría año referencia	Porcentaje crecimiento	Población año 2016
Obesos	2010	17.094.275	0,251	4.290.663	5,31	4.518.497
Estrato socioeconómico alto	2015	17.865.185	0,16	2.858.430	0,77	2.880.440
Diabéticos	2015	17.865.185	0,11	1.965.170	0,77	1.980.302
Adulto Mayor	-	-	-	-	-	2.752.209
Embarazadas	-	-	-	-	-	242.929

*Pob.: Población

Se entiende que existen conexiones entre las diferentes categorías, por lo que al no considerarlas se estaría sobreestimando el mercado de tagatosa. Según la Asociación Chilena de Diabetes, al año 2006 de las personas que padecen diabetes el 40,9% son obesos (ADICH, 2006). De este porcentaje y utilizando el teorema de Bayes (Apéndice A), se obtiene que el 18% de las personas que padecen

obesidad son además diabéticos. Estos porcentajes calculados se deben restar al número de habitantes obtenidos en la categoría de diabéticos y obesos respectivamente (Tabla 2.3), para no registrar una persona dos veces. Del mismo modo, se procede con las embarazadas y las personas que padecen diabetes, donde el 1,3% de las embarazadas padecen esta enfermedad. (MINSAL, 2014) Existen más conexiones que la ya mencionada, pero por falta de información sólo se considera esta única relación. En la Tabla 2.4 se señalan las diferentes categorías al año 2016 considerando la conexión entre diabéticos y obesos.

Tabla 2.4 Proyección de cada categoría al año 2016 corregida

Categoría 2016	Población año 2016 (A)	Conexión Teorema de Bayes (B)	Población año 2016 corregida (A-B)
Obesos	4.518.497	813.329	3.705.168
Estrato socioeconómico alto	2.880.440	-	2.880.440
Diabéticos	1.980.302	809.943	1.170.359
Adulto Mayor	2.752.209	-	2.752.209
Embarazadas	242.929	-	242.929

En la Tabla 2.5 se señala el número de habitantes de cada categoría del mercado consumidor a contemplar para la demanda de tagatosa. Para esto se considera el dato obtenido de la encuesta realizada por la empresa Daily Foods, que el 69% de la población chilena consume algún tipo de endulzantes. Se calcula la cantidad de personas equivalentes a cada categoría que lo utiliza, y de este total el porcentaje de la población que se quiere abarcar según un escenario conservador. Considerando que las mujeres embarazadas y las personas que padecen obesidad y/o diabetes constituyen un grupo que está en busca de mejorar sus condiciones de vida y salud, como también representan un porcentaje alto entre los chilenos, se decidió abarcar un 5% del total del grupo debido a que la incorporación de un nuevo producto al mercado puede generar diferentes respuestas de parte de los consumidores. Para la categoría de adulto mayor se abarca el 3% de este conjunto; este porcentaje es menor al resto por la razón que éstos aun prefieren el consumo de sacarina y sucralosa

aun cuando se incorpore un nuevo endulzante al mercado (Daily, 2015). Para la población perteneciente a un estrato socioeconómico alto, este mercado se enfocará al 8% para la demanda de tagatosa, debido a que estos al tener un mayor ingreso económico compran continuamente productos beneficiosos para la salud. Obteniendo un total de 392.558 habitantes de Chile a considerar para la demanda de tagatosa.

Tabla 2.5 Número de personas pertenecientes al público objetivo

Categoría	N° de habitantes en la categoría	Consumen endulzante	% público objetivo	N° de habitantes a considerar
Obesos	3.705.168	2.556.566	5%	127.828
Estrato socioeconómico alto	2.880.440	1.987.503	8%	158.993
Diabéticos	1.170.359	807.547	5%	40.376
Adulto Mayor	2.752.209	1.899.024	3%	56.971
Embarazadas	242.929	167.621	5%	8.381
Total	10.751.104	7.418.262		392.548

De la misma encuesta de Daily Foods se obtiene que el 66% de la población chilena consume en promedio 3 cucharaditas de azúcar refinada diarias, lo que corresponde a 13,8 [g]. En base a esto se calcula la demanda de tagatosa considerando que esta tiene un menor poder edulcorante que el azúcar, exactamente un 92%. Con estas consideraciones se logra obtener la siguiente ecuación:

$$D_{Tagatosa} = N * \frac{13,8 [g] \text{ azúcar}}{\text{día} \cdot \text{persona}} * \frac{1 g \text{ tagatosa}}{0,92 \cdot g \text{ azúcar}} * \frac{365[\text{días}]}{1 [\text{año}]} * \frac{1 \text{ ton}}{10^6 g}$$

$$= 2.149,3 \left[\frac{\text{ton tagatosa}}{\text{año}} \right]$$

Ecuación 2.1

Donde,

$D_{Tagatosa}$: Demanda de Tagatosa.

N : Número de habitantes dentro del mercado consumidor a considerar para la producción de tagatosa.

De la Ecuación 2.1 y del total de habitantes a abarcar del público objetivo, se obtiene una demanda de $2.149,3 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$ de tagatosa para el uso como edulcorante de mesa.

Como aditivo

La tagatosa al tener propiedades similares al azúcar, se puede utilizar para la fabricación de manjar, mermeladas y caramelos. Los productos que se venden en el mercado que son fabricados con tagatosa son llamados productos delicatessen, los que se consideran productos exclusivos por sus características especiales. Según el estudio realizado por la Universidad Central de Chile, de la producción nacional de manjar y mermeladas el 10% corresponde a producción delicatessen (UCEN, 2005). Para estimar la demanda en este rubro, se considera el 15% del porcentaje anterior para la producción de tagatosa contemplando un escenario conservador. Además se realiza la consideración de que la tagatosa posee el 92% del poder edulcorante del azúcar.

Para la fabricación de 100 [g] de manjar se necesitan 44,3g de azúcar común añadida. Con los datos mencionados anteriormente se obtiene:

$$D_{Manjar} = P_{NMa} * 0,1 * 0,15 * \frac{44,3g \text{ de azúcar}}{100 g \text{ de manjar}} * \frac{1 g \text{ tagatosa}}{0,92 g \text{ de azúcar}}$$

$$= 246,3 \left[\frac{\text{ton tagatosa}}{\text{año}} \right]$$

Ecuación 2.2

Donde,

D_{Manjar} : Demanda de tagatosa para producción de manjar.

P_{NMa} : Producción nacional de manjar $\left[\frac{\text{ton manjar}}{\text{año}} \right]$.

La producción nacional de manjar es de 34.100 toneladas en el año 2015 (Lewis, 2015). Considerando este valor y utilizando la Ecuación 2.2 se obtiene la cantidad de tagatosa necesaria para cubrir el mercado objetivo equivalente a 246,3 toneladas al año.

La información actual sobre la producción nacional de mermeladas en Chile es nula, es por esto que se toma el dato más reciente correspondiente al año 2005 (UCEN, 2005). En este año la producción de

mermeladas corresponde a 13.500 toneladas anuales. Para producir 15 [g] de mermelada se utilizan 8 [g] de azúcar común añadida. Procediendo de forma similar a la anterior:

$$D_{Mermelada} = P_{NMe} * 0,1 * 0,15 * \frac{8g \text{ de azúcar}}{15g \text{ de mermelada}} * \frac{1g \text{ tagatosa}}{0,92g \text{ de azúcar}}$$

$$= 117,4 \left[\frac{\text{ton tagatosa}}{\text{año}} \right]$$

Ecuación 2.3

Donde,

$D_{Mermelada}$: Demanda de tagatosa para producción de mermelada.

P_{NMe} : Producción nacional de mermelada $\left[\frac{\text{ton mermelada}}{\text{año}} \right]$.

Utilizando la Ecuación 2.3 se obtiene que se necesitan 117,4 toneladas de tagatosa al año para la producción de mermeladas gourmet.

En el caso de la fabricación de caramelos, se tiene que el consumo nacional de estos corresponde a 25.500 $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$ (Isofrut, 2015). Estimando que la producción nacional corresponde al 50% del consumo de caramelos en Chile, se utiliza la siguiente ecuación:

$$D_{Caramelos} = P_{NC} * 0,1 * 0,15 * \frac{13g \text{ de azúcar}}{17,2g \text{ de caramelos}} * \frac{1g \text{ tagatosa}}{0,92g \text{ de azúcar}}$$

$$= 157,1 \left[\frac{\text{ton tagatosa}}{\text{año}} \right]$$

Ecuación 2.4

Donde,

$D_{Caramelos}$: Demanda de tagatosa para producción de caramelos.

P_{NC} : Producción nacional de caramelos $\left[\frac{\text{ton caramelos}}{\text{año}} \right]$.

Utilizando la Ecuación 2.4 y considerando la suposición de producción nacional de caramelos, se necesitan 157,1 $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$ de tagatosa para la fabricación de caramelos del tipo delicatessen.

En Tabla 2.6 se señala el total de tagatosa a utilizar para cubrir la demanda de esta en la fabricación de manjar, mermeladas y caramelos del tipo gourmet; todas proyectadas al año 2016, según la tasa de crecimiento de la población (Apéndice B)

Tabla 2.6 Demanda de Tagatosa como aditivo proyectada al año 2016

Producto	Tagatosa [ton/año]
Manjar	260,2
Mermeladas	129,9
Caramelos	159,5
Total	549,6

Tomando en cuenta la demanda de tagatosa para el uso como edulcorante y aditivo para ciertos alimentos hasta el año 2016 se obtiene un total 2.698,9 $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$ de tagatosa en Chile.

2.4.3 | Proyección de la demanda

Para calcular la proyección de la demanda de tagatosa en los próximos 10 años, se ocuparan los datos de proyección de cada segmento del público objetivo y se procederá a calcular el número de habitantes a los que se enfocará este producto.

Para calcular el número de embarazadas y de adulto mayor se considera el número de neonatos y personas mayores de 60 años respectivamente, proyectados hasta el año 2020, según el INE. A partir de estos datos se puede realizar una proyección para los siguientes 5 años a través de una regresión lineal y exponencial respectivamente. Para estimar el número de habitantes a considerar dentro de las personas que padecen obesidad y diabetes y las que pertenecen a un estrato socioeconómico alto en los próximos años se utiliza la misma tasa de crecimiento de la población chilena para cada año. De los habitantes obtenidos anteriormente, sólo se considera el 69% de ellos, los que consumen endulzantes, y a partir de estos el porcentaje que se quiere abarcar de cada categoría según un

escenario conservador. Manteniendo el mismo porcentaje de enfoque durante los próximos 10 años. La proyección de cada segmento se muestra en el Apéndice B.2.

Se considera que la demanda de tagatosa como aditivo aumentará en la misma proporción que aumente la población total de Chile en cada año. Con los datos obtenidos anteriormente y las ecuaciones respectivas para calcular la demanda, se obtiene una proyección de la demanda de tagatosa para los próximos 10 años. Los resultados se muestran en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7 Proyección demanda de tagatosa 2016-2026

Año	Total Público Objetivo	Como endulzante	Como aditivo	Total [ton/año]
2016	392.549	2.149,3	549,65	2.698,9
2017	397.077	2.174	553,83	2.728
2018	401.604	2.199	558	2.757
2019	406.132	2.224	562	2.786
2020	410.660	2.248	566	2.815
2021	408.452	2.236	570	2.807
2022	412.615	2.259	573	2.833
2023	416.868	2.282	577	2.859
2024	421.215	2.306	581	2.887
2025	425.658	2.330	584	2.915
2026	429.762	2353	587	2.940

2.5 | CONCLUSIÓN ESTUDIO DE MERCADO

Luego de recopilar toda la información entregada anteriormente sobre el estudio de mercado, se puede llegar a las siguientes conclusiones:

- Existe una preocupación creciente por la alimentación y por obtener de ella efectos beneficiosos para la salud, demandando productos que satisfagan sus necesidades, lo que se ve reflejado en el aumento del consumo de los alimentos funcionales.
- Se proyecta que el ingreso de un nuevo edulcorante con características tan beneficiosas como es la tagatosa, tendrá una respuesta positiva en el mercado nacional, dado el fuerte aumento del consumo de edulcorantes en nuestro país, proyectándose una demanda de 2.939,8 [ton/año] de tagatosa para el año 2026.
- La lactosa al provenir del suero de leche, considerado un subproducto de la industria láctea, contribuye a que el proceso productivo sea más amigable con el medio ambiente.
- El único competidor directo de la tagatosa a producir en Chile es la empresa externa Damhert Nutrition; la cual posee un elevado precio en el mercado. Por lo que producir tagatosa en el mismo país, se reducirían los costos de transporte que a su vez están directamente asociados al precio final del producto.

2.6 | CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta es la consecuencia del estudio de mercado realizado anteriormente; si se produce más de lo que se demanda en el país sería una ineficiencia. Por el contrario, si se produce menos de lo estimado por la demanda, se tiene una pérdida de mercado y una oportunidad a futuro de lograr economías de escala para mejorar la producción.

La capacidad de la planta contemplara la máxima demanda que se requiere abordar, en un escenario conservador al año 2026 equivale a $2.939,8 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$. Es la capacidad máxima, debido a que en el mercado consumidor existen muchas interacciones dentro del público objetivo, de las cuales sólo una conexión fue analizada en este estudio, por no poseer información necesaria de las otras.

2.7 | LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La localización de la planta se refiere al estudio que determina la ubicación más conveniente para su instalación, que brinda la mayor rentabilidad de las operaciones respecto a su inversión o bien donde cumpla cabalmente con los objetivos de la empresa, ya sea económico o social. Para la localización de una planta se requiere estudiar diferentes factores que influyen sobre tal decisión. Dentro de estos factores se encuentran la disponibilidad y costo de las materias primas, los valores de los terrenos, la cercanía a los posibles clientes, la disponibilidad de agua y energía, acceso a mano de obra especializada, entre otros factores.

Antes de analizar dichos factores se realiza un estudio macro de las regiones de Chile, descartando todas aquellas regiones que no cumplen con los requisitos mínimos para la producción de tagatosa (disponibilidad de agua, suministros y mano de obra), seleccionándose así las regiones desde Valparaíso hasta Los Lagos, incluyendo la región Metropolitana.

Cada factor tiene cierta ponderación según la importancia de este en la localización de la planta, el cual se especifica en la sección de cada uno. Además a los factores a considerar se le asignan un puntaje, cada uno corresponde a un atributo determinado:

- 1: Muy malo
- 2: Malo
- 3: Indiferente
- 4: Bueno
- 5: Muy bueno

Accesibilidad y costo de materias primas

La factibilidad de un proyecto depende, en gran medida, de la disponibilidad de materias primas para su posterior transformación; es por esto que se le asigna una ponderación a este factor del 30%. Se debe conocer su disponibilidad actual y a largo plazo y si esta disponibilidad es constante o estacional. Dado que la materia prima, lactosa monohidrato, es importada a Chile, la cercanía a zonas portuarias está directamente relacionada con la facilidad de acceso a esta.

En la Tabla 2.8 se señalan las regiones donde se importa lactosa monohidrato en mayor cantidad en el año 2016, con la respectiva cantidad de la materia prima ingresada. En consecuencia de esto, se califica con el mayor puntaje a estas regiones, por ser un punto de entrada ya existente de la materia prima, si bien a la región Metropolitana ha llegado esta materia prima, es depreciable la cantidad por lo que se califica con un puntaje 3. Por otra parte, la región del Maule, Araucanía y Los Lagos si tienen zona portuaria, pero no ha ingresado materia prima por estos puertos, por lo que se califica con un 2, finalizando con la región de O'Higgins con 1 por no poseer zona portuaria.

Tabla 2.8 Ciudad y cantidad de Lactosa importada a Chile

Región	Ciudad	Cantidad de Lactosa [kg]
RM	Santiago	14.882
V	San Antonio	461.050
	Valparaíso	309.825
VIII	Coronel	879.875

Disponibilidad y costos de terrenos

El costo del terreno para la ubicación de la planta es una de las principales inversiones, por lo que se le asigna un 20%. En la Tabla 2.9 se indican los precios promedios de los terrenos industriales por cada región estudiada, los cuales fueron obtenidos desde consultora inmobiliaria GPS¹¹ (Global Property Solutions) y Todo Galpón Propiedades¹². Con la información obtenida, se califica a la región de O'Higgins y el Bío-Bío con un puntaje de 5, mientras que la región de Valparaíso, Maule y Los Lagos con valor 4. Siendo las regiones de Araucanía y Metropolitana los sectores más costosos, se consideran con un puntaje 3 y 1 respectivamente.

¹¹ <https://www.gpsproperty.cl/>

¹² <http://www.todogalpon.cl/>

Tabla 2.9 Precio promedio de terrenos industriales por región

Región	Precio promedio [UF/m ²]	Superficie terreno [m ²]
Metropolitana	3,2	42.000
Valparaíso	1	10.000
O'Higgins	0,75	18.900
Maule	1,2	10.000
Biobío	0,8	50.000
Araucanía	1,5	18.000
Los Lagos	1,34	12.000

Cercanía al público objetivo

Para la cercanía al público objetivo se considera dónde radica la mayor cantidad de habitantes en Chile de acuerdo a los datos obtenidos de la Tabla 2.10 y además se considera donde se centraliza el mercado consumidor de tagatosa (específicamente la categoría de adulto mayor); a este factor se le asigna un 15% de ponderación. Para esto se califica la Región Metropolitana con puntuación 5 en consecuencia a que es la región con la mayor cantidad de habitantes, y además la categoría de adulto mayor se concentra en un 57% en esta zona (FCH, 2015). La región del Biobío y Valparaíso se califican con 4 al ser las siguientes regiones más pobladas; además en la región de Valparaíso se concentra la segunda mayoría de la categoría de adulto mayor con un 14% (FCH, 2015). Calificando con valor 3 a la Región del Maule y Araucanía, por ser las regiones que siguen con la mayor cantidad de población en dichas zonas y luego con un valor 2 a la región de O'Higgins y Los Lagos.

Tabla 2.10 Cantidad de habitantes en cada región (INE, 2017)

Región	Cantidad de habitantes
Metropolitana	7.482.635
Biobío	2.141.039
Valparaíso	1.859.672
Maule	1.057.533
La Araucanía	1.001.975
O'Higgins	934.671
Los Lagos	853.663

Disponibilidad de agua, energía y otros suministros

El recurso hídrico es de vital importancia para poder localizar la planta por el tipo de proceso que se efectuará en esta. Por esta razón este factor se pondera con un 15%. Todas las regiones en análisis están inmersas en el sistema interconectado central (SIC), donde la hidroelectricidad tiene una directa participación, por lo que las calificaciones de estas serán muy similares.

Como se aprecia en la Figura 2.8 la mayor disponibilidad de agua dentro de las regiones que se abordarán, se consideran la región de Los Lagos, la Araucanía, O'Higgins y el Maule, calificándolas con un 5. Mientras que la región de Bío-Bío con un 4, y la región de Valparaíso y Metropolitana con un 3.

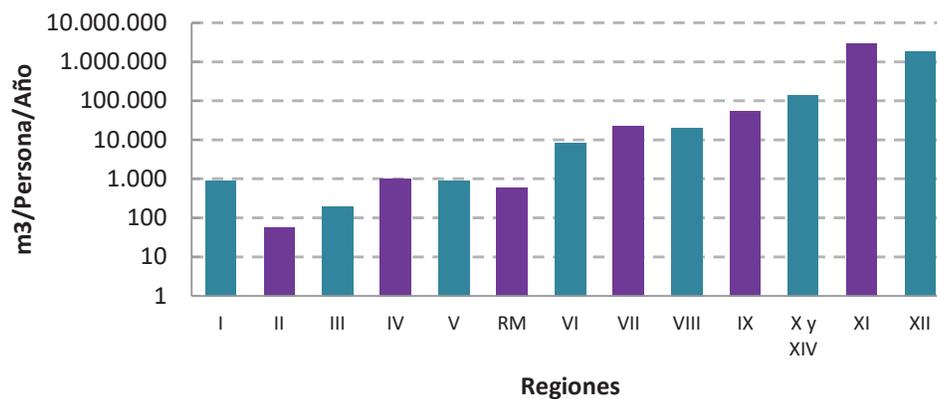


Figura 2.8 Disponibilidad de agua por región (MOP, 2011)

Mano de obra adecuada y especializada

Se necesita una mano de obra que sea especializada dado el tipo de proceso que se llevará a cabo para elaborar tagatosa; para este ítem se estima un 10% de ponderación. Para poder calificar cada sector se considera el número de habitantes y el PIB que posee cada región. Asumiendo que las regiones que poseen una mayor población tendrán una mayor disponibilidad de mano de obra en general y que el nivel de educación aumenta de forma proporcional al aumento del PIB. Al ser la región Metropolitana la que mayor habitantes posee junto con el PIB más alto, se le califica con un 5, las que le siguen son la región del Bío-Bío estimándola con un 4, y la de Valparaíso con un 3. Mientras que el resto con valores menores según corresponda la disminución de los atributos contemplados (Banco Central, 2015).

Otros factores

Como otros factores se considera que la región posea alguna franquicia tributaria o parques industriales. Actualmente existen varios programas de fomento productivo para incentivar el crecimiento de cada región, donde se califica a la región Metropolitana y Bío-Bío con máximo puntaje por ser donde se concentran la mayoría de las empresas, siguiendo con la región de Valparaíso con puntaje 4 y el resto de las regiones con puntaje 2. A este atributo se le pondera con un 10%, considerando que la cercanía a parques industriales, abarca gradualmente los otros factores estimados en la ponderación.

En la Tabla 2.11 se resumen los resultados obtenidos por cada región según el puntaje asignado por los diferentes atributos, siendo la región del Bío-Bío la que mayor calificación obtuvo. Esto se debe principalmente, a que posee zona portuaria, seguido a que al encontrarse en la zona sur, tiene mayor disponibilidad de agua y los costos de los terrenos son los menores comparados a los de las otras regiones. Se destaca que en esta región, como se aprecia en la Figura 2.9, a solo 12 kilómetros del puerto Coronel (donde llega la materia prima) existe un parque industrial con el mismo nombre, lo que es una ventaja para localizar la planta. El Parque Industrial Coronel cuenta con urbanización completa y sus calles son bienes de uso público por lo que no se pagan gastos comunes. Se ha limitado un terreno dentro de este sector, el cual se ubica frente a la Unidad de Desarrollo

Tecnológico de la Universidad de Concepción (UDT) y del museo Interactivo CICAT. El valor de venta de este terreno es aproximadamente 3.500 UF (0,85 UF/m²)¹³.

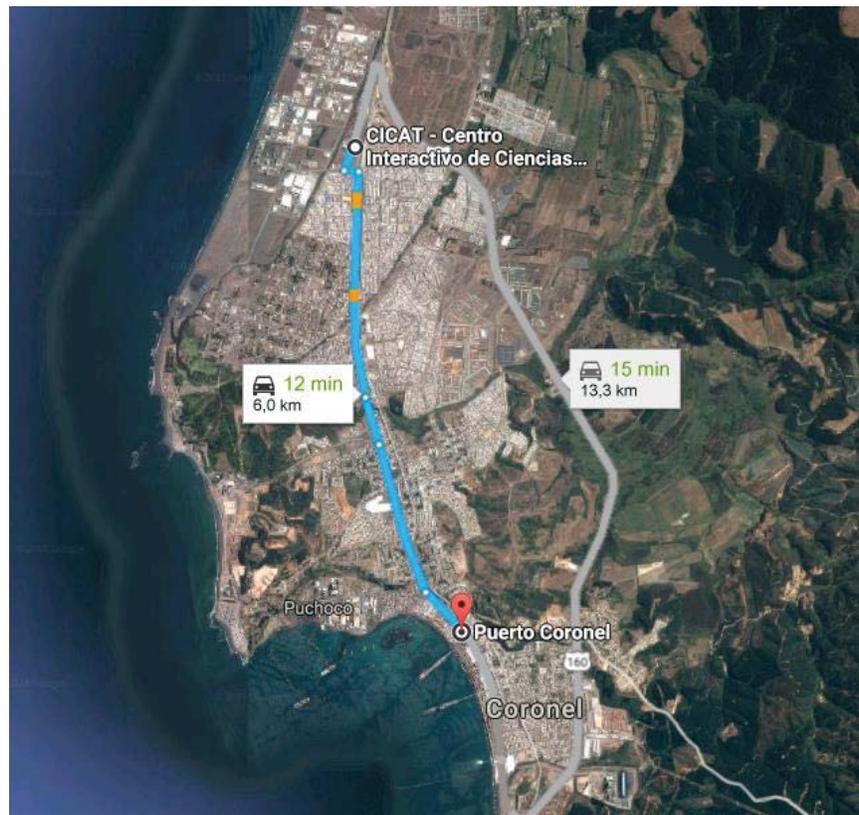


Figura 2.9 Distancia entre el puerto Coronel y el Parque Industrial Coronel

¹³ <https://cl.tixuz.com/gallery/2/12181444>

Tabla 2.11 Tabla resumen resultados del estudio de localización de la planta

Factores de Localización	Factor Ponderación	Puntaje						
		Región Metropolitana	Región de Valparaíso	Región de O'Higgins	Región del Maule	Región del Bío-Bío	Región de la Araucanía	Región de Los Lagos
Disponibilidad y costo de materias primas	0,3	3	5	1	2	5	3	2
Disponibilidad y costo de terrenos	0,2	1	4	5	4	5	3	4
Cercanía clientes	0,15	5	4	2	3	4	2	2
Disponibilidad de agua, energía y otros suministros	0,15	3	3	5	5	4	5	5
Mano de obra adecuada y especializada	0,1	5	3	2	2	4	2	2
Otros Factores	0,1	5	4	2	2	5	2	2
Total	1	3,3	4,05	2,75	3,0	4,6	2,95	2,85

REFERENCIAS

ADICH. (2006). Estudio de prevalencia. Recuperado el Marzo de 2017, de Asociación de diabéticos de Chile: <http://www.adich.cl/Estudio.html>

ADICH, (2016). ¿Qué es la diabetes? Recuperado el Noviembre de 2016, de Asociación de diabéticos de Chile: http://www.adich.cl/Que_es.html

Aduanas, (2016). Portal Transparencia. Recuperado el Noviembre de 2016, de Servicio Nacional de Aduanas: https://www.portaltransparencia.cl/PortalPdT/web/guest/directorio-de-organismos-regulados?p_p_id=ptorganismos_WAR_ptorganismosportlet&orgcode=6b7388251c55fb862439258c927483b7

Banco Central. (2015). Cuentas Nacionales. Santiago.

Bassuk, S. S., & Manson, J. E. (2017). Obesity/Overweight. In: Health Consequences. International Encyclopedia of Public Health. Second Edition, volume 5. Pp. 277–294. Boston: Elsevier.

Carpin, M., Bertelsenb, H., Dalbergb, A., Roilandc, C., Risbod, J., Schucka, P., *et al.*, (2016). Impurities enhance caking in lactose powder. *Journal of Food Engineering* 128: 91-97.

Chandrapala, J., & Vasiljevic, T. (2016). Properties of spray dried lactose powders influenced by presence of lactic acid and calcium. *Journal of Food Engineering* 198: 63-71.

Cheiljedang, C. (2016). CJ CheilJedang launches 'Tagatose', sweetener with anti-hyperglycemic effect. Retrieved 2016, from CJ Cheiljedang: <http://www.cjingredient.com/others/news/view5.asp>

CLAL. (2016). Lactose USA. Retrieved November, 2016, from CLAL: <http://www.clal.it/en/?section=lattosio>

Daily. (2015). Revolución Saludable. Recuperado el Noviembre de 2016, de Daily Foods: http://www.revolucionsaludable.cl/wp-content/uploads/2014/12/Daily_presentaci%C3%B3n-resultados-estudio-prensa.pdf

Damhert Nutrition, (2016). Company information. Retrieved November 2016, from Damhert Nutrition: <http://www.damhert.be/en/company-information>

Donner, T., Magder, L., & Zarbalian, K. (2010). Dietary supplementation with D-Tagatose in subjects with type 2 diabetes leads to weight loss and raises high-density lipoprotein cholesterol. *Nutrition Research* 30: 801–806.

EMOL. (2015). EMOL economía. Recuperado el Diciembre de 2016, de <http://www.emol.com/noticias/Economia/2015/12/02/761997/Cambois-en-grupos-socioeconomicos-ABC1-alcanza-el-16-de-la-poblacion-y-C3-es-el-mas-numeroso.html>

FCH. (2015). Chile Saludable. Recuperado el Noviembre de 2016, de Fundación Chile: <https://fch.cl/recurso/alimentos-y-acuicultura/estudio-chile-saludable-volumen-3-oportunidades-y-desafios-de-innovacion/>

FDA. (2014). High-Intensity Sweeteners. Recuperado el Noviembre de 2016, de Food & Drugs Administration:

<http://www.fda.gov/food/ingredientspackaginglabeling/foodadditivesingredients/ucm397716.htm>

FID. (2015). Atlas de la diabetes de la FID. Recuperado el Noviembre de 2016, de Fundación para la Diabetes: <http://www.fundaciondiabetes.org/general/material/95/avance-nuevo-atlas-de-la-diabetes-de-la-fid-7-edicion--actualizacion-de-2015>

Flanderstoday. (2013). The sweet taste of success. Recovered from December of 2016, in Flanders Today: <http://www.flanderstoday.eu/business/sweet-taste-success>

GMI. (2016). Natural sweeteners market size, industry potential outlook report, regional analysis, application development, competitive landscape & forecast, 2016 – 2023. Retrieved in 2016, from Global Market Insight: <https://www.gminsights.com/industry-analysis/natural-sweeteners-market>

GVR. (2015). Functional Foods Market Analysis By Product, By Application, By End-Use And Segment Forecasts, 2014 - 2024. Retrieved in 2016, from Grand View Research: <http://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/functional-food-market>

GVR. (2016). Non sugar sweeteners market analysis, market size, application analysis, regional outlook, competitive strategies, and forecasts, 2015 to 2022. Recuperado el Noviembre de 2016, de Grand View Research: <http://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/non-sugar-sweeteners-market>

Herath, D., Cranfield, J., & Henson, S. (2008). Who consumes functional foods and nutraceuticals in Canada? Results of cluster analysis of the 2006 survey of Canadian's demand for food products supporting health and wellness. *Appetite* 51: 256–265.

IANSA. (2015). Memoria anual IANSA 2015. Recuperado el Noviembre de 2016, de IANSA: http://www.iansa.cl/memoria-2015/documentacion/Memoria_iansa_2015.pdf

INE. (2012). Estadísticas demográficas. Obtenido de http://www.ine.cl/canales/menu/publicaciones/compendio_estadistico/pdf/2012/estadisticas_demograficas_2012.pdf

INE. (2017). Proyecciones población. Recuperado el 2017, de Instituto Nacional de Estadísticas: <http://www.ine.cl/estadisticas/demograficas-y-vitales>

Insider, (2016). Global sugar, sweeteners market to hit \$97 billion by 2017. Retrieved December 2016, from Natural Product Insider: <http://www.naturalproductsinsider.com/news/2013/04/global-sugar-sweeteners-market-to-hit-97-billion.aspx#>

Isofrut. (2015). Consumo de dulces y confites crece 17% en cinco años. Recuperado el 2016, de Isofrut: <http://isofrut.icc-crisis.com/?p=171>

Kim, C., Ji, E., & Oh, D. (2004). A new kinetic model of recombinant b-galactosidase from *Kluyveromyces lactis* for both hydrolysis and transgalactosylation reactions. *Biochemical and Biophysical Research Communications* 316: 738–743.

Kreczmann, B., Alonso, A., Liloia, M., Zamboni, E., Cerutti, R., Baroni, D., y otros. (2015). *Procesamiento del lactosuero: elaboración de lactosa y aprovechamiento de proteínas*. Santa Fe: Universidad Nacional del Litoral.

Lewis, V. (2015). Situación del mercado del manjar en Chile. Recuperado el Diciembre de 2016, de ODEPA: <http://static.elmercurio.cl/Documentos/Campo/2015/09/15/20150915152338.pdf>

LUN. (2016). La tagatosa es una alternativa a la stevia y sucralosa. Recuperado el Noviembre de 2017, de Las Últimas Noticias: <http://www.lun.com/Pages/frmPrintNews.aspx?ItemID=%20241608&NewsType=Search&SF=1&SupplementId=0>

Malhotra, N. K. (2008). Investigación de Mercados. En Introducción y fases iniciales de la investigación de mercados. 5ta edición. Pp. 8-10. México: Pearson Education.

MINSAL. (2010). Indicadores de obesidad en la población chilena. Obtenido de <http://www.minsal.gob.cl/portal/url/item/9ad9cbfb71ca4705e04001011e010283.pdf>

MINSAL. (2012). Estadísticas de Natalidad y Mortalidad Chile, año 2012. Obtenido de Estadísticas de Natalidad y Mortalidad Chile, año 2012: <http://www.deis.cl/wp-content/uploads/2014/06/Anuario-de-estad%C3%ADsticas-Vitales-2012.pdf>

MINSAL. (2014). Guía de diabetes y embarazo. Recuperado el 2017, de Ministerio de Salud: http://web.minsal.cl/wp-content/uploads/2015/11/GUIA-DIABETES-Y-EMBARAZO_web-14-11-2014.pdf

Mollet, B., & Rowland, I. (2002). Functional foods: at the frontier between food and pharma. *Current Opinion in Biotechnology* 13 (5): 483-485.

MOP. (2011). Chile cuida su agua. Recuperado el Diciembre de 2016, de http://www.mop.cl/Documents/ENRH_2013_OK.pdf

- ONU. (2016). Obesidad y sobrepeso. Recuperado el Noviembre de 2016, de <http://www.who.int/mediacentre/factsheets/fs311/es/>
- Petrovici, D., & Ritson, C. (2006). Factors influencing consumer dietary health preventative behaviours. *BMC Public Health* 6: 222-234.
- Saavedra, J. (2017). Early nutrition and its effect on the development of obesity. In: Anne M. Dattilo. *Early Nutrition and Long-Term Health*. 1st edition. Pp. 277–299. Cambridge: Woodhead Publishing.
- SERNAC. (2015). Evaluación de la Rotulación de los Edulcorantes Comercializados en la Ciudad de Santiago. Obtenido de SERNAC: <http://www.sernac.cl/wp-content/uploads/2015/04/Informe-estudio-Edulcorantes-2.0.pdf>
- Shendurse, A., & Khedkar, C. (2016). Lactose. In P. F. Benjamín Caballero, *Encyclopedia of Food and Health* 4 (3): 509-516. Oxford: Elsevier.
- Tercera, L. (2016). Chile ocupa el segundo lugar en consumo de azúcar y sexto de sal en el mundo. Recuperado el 2017, de La Tercera: <http://www.latercera.com/noticia/chile-ocupa-segundo-lugar-consumo-azucar-sexto-sal-mundo/>
- UCEN. (2005). Análisis de la industria de la delicatessen nacional. Recuperado el Diciembre de 2016, de INDAP. Gobierno de Chile: <http://www.indap.gob.cl/servicios-indap/plataforma-de-servicios/asesor%3%ADas/!k/sabores-del-campo---alimentos-procesados>

United Nations, (2013). World population ageing 2013. Retrieved November 2016, from <http://www.un.org/en/development/desa/population/publications/pdf/ageing/WorldPopulationAgeing2013.pdf>

WorldBank. (2016). The World Bank. Retrieved December 2016, from: <http://data.worldbank.org/indicator/SP.POP.TOTL?locations=CL>

3 | SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESO(S)

Para llevar a cabo el proceso, se utiliza como materia prima lactosa de grado alimentario, además es necesario ocupar dos proteínas con el fin de realizar las reacciones enzimáticas que darán paso a la formación de tagatosa. Inicialmente, ocurre la hidrólisis de lactosa con la enzima β -galactosidasa produciendo glucosa y galactosa; posteriormente ocurre la isomerización con L-arabinosa isomerasa utilizando galactosa como sustrato, para así obtener tagatosa. Finalmente se producen las etapas de purificación y formulación para obtener el producto deseado, es decir, cristales de tagatosa con una humedad del 0,2% en base seca.

Previo a la selección del proceso, es importante escoger las enzimas adecuadas para lograr una mejor síntesis de los productos y favorecer la calidad del producto final, trabajar bajo condiciones óptimas tanto de pH como de temperatura y así lograr un desempeño eficiente en la elaboración de tagatosa.

3.1 | SELECCIÓN DE ENZIMAS

3.1.1 | Selección de la fuente de β -galactosidasa

Origen

La enzima β -galactosidasa (EC.3.2.1.23), también conocida como lactasa, ha sido aislada de una variedad de fuentes (Mahoney, 1997), entre ellas microbianas, animales y vegetales. No obstante, las más utilizadas a nivel industrial son enzimas microbianas (Santos *et al.*, 1998). Esto debido a que presentan algunas ventajas tales como: mayor facilidad de manejo, mayor tasa de multiplicación y mayor rendimiento de producción (Panesar *et al.*, 2010).

Industrialmente, la β -galactosidasa se obtiene de microorganismos de diferentes géneros, en especial de *Kluyveromyces*, *Aspergillus* y *Bacillus* (Raol *et al.*, 2015). Dependiendo de su origen, cada enzima

varía su rendimiento y productividad de acuerdo a las condiciones del proceso en el cual se van a utilizar, en especial el rango de pH.

En el caso de la hidrólisis de lactosa en la leche y productos lácteos, son aceptables las enzimas provenientes de las levaduras *Kluyveromyces* y los hongos *Aspergillus* (Erich *et al.*, 2015), los microorganismos más utilizados son *Aspergillus niger*, *Aspergillus oryzae*, *Kluyveromyces fragilis* y *Kluyveromyces lactis* (Jurado *et al.*, 2002), los cuales poseen sello GRAS (Santos *et al.*, 1998).

Las β -galactosidasas obtenidas de levaduras presentan condiciones óptimas de trabajo cercanas a pH neutro y 35 °C a 40 °C de temperatura (Giacomini *et al.*, 1998). Por su parte, las enzimas provenientes de hongos poseen un valor de pH óptimo ácido y una temperatura óptima de reacción entre 40 °C y 55 °C. Además, las enzimas fúngicas son más sensibles a la inhibición por galactosa que las que provienen de levaduras y, por ello, las lactasas sintetizadas a partir de hongos no pueden alcanzar el grado de hidrólisis obtenido por las enzimas que se producen a partir de levaduras (Mahoney & Adamchuk, 1980).

Selección de la enzima

Para llevar a cabo el proceso se van a considerar las enzimas provenientes de levaduras, del género *Kluyveromyces*.

Se ha reportado que la enzima más utilizada en la hidrólisis de lactosa a nivel industrial es la β -galactosidas de *Kluyveromyces lactis*, ya que posee una alta actividad hidrolítica (Rodríguez-Colinas *et al.*, 2011). En la Tabla 3.1 se muestran los niveles de hidrólisis de lactosa alcanzados bajo diferentes parámetros de operación, modalidad de reactor y origen de la enzima; lo que permite comparar el grado de hidrólisis alcanzado en cada caso, siendo la lactasa proveniente de *K. lactis* con la que alcanza mayores valores.

Tabla 3.1 Comparación conversión de lactosa obtenido bajo diferentes condiciones de operación

Concentración de lactosa	Fuente de β -galactosidasa	Condiciones de operación	Conversión de lactosa	Referencia
50 [g L ⁻¹] en tampón pH 7	<i>E. coli</i>	40 °C, 300 [rpm], pH 7, reactor batch	12% y 7% a la concentración de enzima de 7 y 3,5 [g L ⁻¹], respectivamente	Ladero <i>et al.</i> , 2001
50 [g L ⁻¹] en tampón pH 6,5	Termófila	50 °C, pH 6,5, reactor batch	15 % a la concentración de enzima de 60 [g L ⁻¹]	Pessela <i>et al.</i> , 2003
9,58; 23,6 y 47,54 [g L ⁻¹] en tampón fosfato	Inmovilizada de <i>K. lactis</i>	37 °C, pH 7, reactor tubular de lecho empacado continuo	80,2%, 63% y 50% a la concentración de lactosa de 9,6; 23,6 y 47,5 [g L ⁻¹], respectivamente	Di Serio <i>et al.</i> , 2003
Lactosa de suero de leche y leche	Inmovilizada de <i>K. fragilis</i>	30 °C, pH 6,6; reactor batch modo continuo (CBM) y modo de lecho fluidizado (FBM)	Lactosa de suero de leche: 94 % en FBM y 80 % en CBM. Leche: 7 % en FBM	Roy & Gupta, 2003
50 [g L ⁻¹] en tampón de leche	<i>K. fragilis</i>	40 °C, pH 6,5; reactor batch	67 %, 52 %, 37 % y 10 % a la concentración de enzima de 11,7; 7; 5,7 y 2,3 [g L ⁻¹], respectivamente	Santos <i>et al.</i> , 1998
Leche	<i>K. lactis</i>	37 °C, pH 6,7	90 % con sonicación a la concentración de enzima de 1 [mL L ⁻¹]	Sener <i>et al.</i> , 2006
Leche	<i>K. lactis</i>	37 °C, pH 6,7; reactor batch	84 % a la concentración de enzima de 1 [mL L ⁻¹]	Sener <i>et al.</i> , 2008

La enzima β -galactosidasa proveniente de *K. lactis* ha sido extensamente estudiada (Chockchaiwasdee *et al.*, 2005). Ésta ha reportado tener una fuerte preferencia para hidrolizar la lactosa frente a otras reacciones que se pueden llevar a cabo por acción de la enzima (Rodríguez-Colinas *et al.*, 2014).

Además al adicionar cationes divalentes (Co^{+2} , Mg^{+2} y Mn^{+2}) al medio de reacción de la lactasa, se observa un incremento de su actividad hidrolítica y estabilidad térmica (Santibáñez *et al.*, 2016).

Considerando la información anterior, se va a escoger la β -galactosidasa proveniente de *Kluyveromyces lactis* para llevar a cabo el proceso de hidrólisis enzimática.

3.1.2 | Selección de la fuente de L-arabinosa isomerasa

Origen

La enzima L-arabinosa isomerasa (AI) (EC 5.3.1.4) es una enzima intracelular implicada en la ruta de las pentosas fosfato y también en la ruta de la fosfocetolasa (Lee *et al.*, 2005a), cataliza la isomerización de L-arabinosa a L-ribulosa in vivo y de D-galactosa a D-tagatosa in vitro, esto es posible debido a que existe una similitud en la configuración de ambos sustratos (Cheetham & Wootton, 1993). Diferentes microorganismos han sido estudiados para obtener la enzima AI para la producción a nivel industrial de tagatosa (Tabla 3.2). Se estimó que la energía de Gibbs estándar para el equilibrio entre D-galactosa y D-tagatosa es 4,96 [kJ/mol]. Este resultado fue comparado con otras reacciones de isomerización indicando que se requiere una alta energía para llevar a cabo la transformación del sustrato. Por lo tanto, la bioconversión con la L-arabinosa isomerasa debe realizarse a altas temperaturas (sobre los 60°C), de manera que se requieren enzimas termoestables para obtener los rendimientos de conversión aceptables (Hong *et al.*, 2007).

Generalmente la isomerización se conduce a elevadas temperaturas (sobre los 70°C), ya que genera ventajas tales como, un mayor rendimiento de conversión, mayor velocidad de reacción y un menor riesgo de contaminación bacteriana. Sin embargo, operar a temperaturas superiores a 80°C puede provocar pardeamiento y la formación de subproductos no deseados (Kim *et al.*, 2004). La mayoría de las L-arabinosas isomerasas estudiadas requieren iones metálicos, principalmente Co^{+2} y Mn^{+2} , para su óptima actividad y termoestabilidad.

En consecuencia, los microorganismos que trabajan a temperaturas más elevadas serán de gran interés para la producción industrial de la enzima L-arabinosa isomerasa.

Tabla 3.2 Microorganismos utilizados para la obtención de L-arabinosa isomerasa

Tipo de Microorganismo	Microorganismos	Referencia
Mesófilos	<i>Escherichia coli</i>	Yoon <i>et al.</i> , 2003
	<i>Bacillus halodurans</i>	Lee <i>et al.</i> , 2005b
	<i>Lactobacillus plantarum</i>	Chouayekh <i>et al.</i> , 2007
	<i>Lactobacillus fermentum</i>	Xu <i>et al.</i> , 2011
Termófilos	<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	Lee <i>et al.</i> , 2005b
	<i>Geobacillus thermodenitrificans</i>	Kim & Oh, 2005
	<i>Bacillus stearothermophilus</i> US100	Rhimi & Bejar, 2006
	<i>Bacillus stearothermophilus</i> IAM1101	Cheng <i>et al.</i> , 2010
	<i>Alicyclobacillus ácido caldarius</i>	Lee <i>et al.</i> , 2005a
	<i>Anoxybacillus flavithermus</i>	Li <i>et al.</i> , 2011
	<i>Thermus spp.</i> IM650127	Kim <i>et al.</i> , 2003a
	<i>Acidothermus cellulolytics</i>	Cheng <i>et al.</i> , 2010
	<i>Thermoanaerobacter mathanii</i>	Jorgensen <i>et al.</i> , 2004
Hipertermófilos	<i>Thermotoga neapolitana</i>	Kim <i>et al.</i> , 2002
	<i>Thermotoga marítima</i>	Lee <i>et al.</i> , 2004

Selección de la enzima

Existen diferentes parámetros que afectan a la reacción de isomerización, dentro de los cuales se va a tomar en consideración la constante de Michaelis-Menten (K_M), la cual se define como una medida inversa de la afinidad de la enzima por el sustrato (Acevedo *et al.*, 2002), mientras más bajo sea el valor de la constante, indica que tiene mayor afinidad por el sustrato.

Generalmente, la enzima L-arabinosa isomerasa tiene mayor afinidad por arabinosa que por galactosa, por lo tanto el valor de K_M por galactosa es más alto que por arabinosa. Otro valor importante es el rendimiento de tagatosa obtenido a partir de galactosa como sustrato, ya que pone en evidencia la actividad de la enzima durante la isomerización bajo determinadas condiciones de operación en las cuales se llevó a cabo el proceso.

Tomando en consideración los microorganismos estudiados que presentaron altos rendimientos de producción de tagatosa (Tabla 3.3), con sus respectivos valores de K_M y condiciones de operación, se puede observar que *T. neapolitana*, *G. thermodenitrificans* y *P. pentosaceus* poseen los valores más altos de rendimiento de producción de tagatosa. La enzima proveniente de *Geobacillus thermodenitrificans* posee el K_M más alto de los tres microorganismos y su rendimiento no es el mayor, por lo que se descarta como opción. Para el caso de *P. pentosaceus*, se presenta un valor bajo de K_M , pero el rendimiento de tagatosa es menor que el de *T. neapolitana* y su productividad es menor. Además se han reportado diversos estudios sobre la AI proveniente de *Thermotoga neapolitana* (Kim *et al.*, 2002; Hong *et al.*, 2007; Kim *et al.*, 2010; Kim *et al.*, 2014), por lo que es posible estudiar su comportamiento bajo diferentes parámetros de operación, a diferencia de la AI de *Pediococcus pentosaceus*, de la que solo existe un reporte de estudio.

Tabla 3.3 Elección de la enzima L-arabinosa isomerasa para reacción de isomerización de galactosa

Microorganismo	K_M	Rendimiento	Condiciones	Referencia
<i>Thermotoga neapolitana</i>	250	70%	20[h], 80°C	Kim <i>et al.</i> , 2002
<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	117	38%	6[h], 60°C	Lee <i>et al.</i> , 2005b
<i>Geobacillus thermodenitrificans</i>	408	46%	5[h], 65°C	Kim & Oh, 2005
<i>Lactobacillus plantarum NC8</i>	69,7	39%	6[h], 60°C	Chouayekh <i>et al.</i> , 2007
<i>Lactobacillus sakei 23K</i>	59	36%	7[h], 40°C	Rhimi <i>et al.</i> , 2010
<i>Arthrobacter sp. 22c</i>	119	30%	36[h], 50°C	Wanarska & Kur, 2012
<i>Pediococcus pentosaceus PC-5</i>	66	52%	24[h], 50°C	Men <i>et al.</i> , 2014

En conclusión, se escogió el microorganismo hipertermófilo *Thermotoga neapolitana*, del cual se obtendrá el gen de la enzima para luego ser sobreexpresado en *Corynebacterium glutamicum*, el cual posee sello GRAS (Lange *et al.*, 2003), asegurando que la tagatosa producida tendrá grado alimentario.

Producción de L-arabinosa isomerasa

La producción de enzimas contempla cuatro etapas (Illanes, 2008):

1. Producción de la enzima: para el caso de enzimas microbianas, se obtienen por fermentación.
2. Recuperación: corresponde a las operaciones unitarias realizadas para recuperar el producto, dependiendo de si la enzima es extracelular o intracelular, el proceso en adelante, se va a diferenciar en complejidad. Esta etapa se desarrolla en dos partes, inicialmente se realiza una separación sólido-líquido y luego la respectiva recuperación de la enzima de interés.
3. Purificación: operación que tiene como objetivo separar la proteína enzimática de otras proteínas contaminantes. Generalmente se lleva a cabo en varias fases y cada etapa de purificación significa, sin embargo, una pérdida de actividad enzimática, por lo que existe cierto compromiso entre ambos parámetros. A nivel industrial se tiende a sacrificar pureza en beneficio del rendimiento de la enzima, ya que esta etapa es la más significativa dentro del costo total del proceso.
4. Formulación: última etapa del proceso en donde se le da forma a la enzima, o bien, al producto final, el cual será almacenado y posteriormente transportado.

Se describe a continuación el proceso de obtención de la L-arabinosa isomerasa (Kim *et al.*, 2002; Hong *et al.*, 2007) a partir del diagrama de bloques (Figura 3.1):

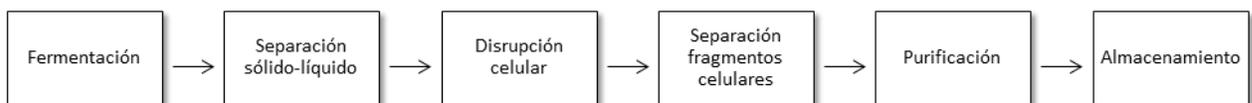


Figura 3.1 Diagrama de bloques del proceso de producción de la enzima L-arabinosa isomerasa

Inicialmente se cultivan las células que contienen el gen de la arabinosa isomerasa en un fermentador batch, donde se lleva a cabo una operación aeróbica a 37 °C, para luego pasar a una centrifugación (10.000 x g, 10 [min]) y así recuperar las células. Una vez separadas, éstas se rompen por sonicación y los restos celulares son reunidos por centrifugación (10.000 x g, 20 [min]).

Posteriormente, la purificación de la proteína de interés se divide en tres etapas. En primer lugar, la fracción soluble obtenida de la previa centrifugación, se calienta durante 15 minutos a 85 °C. Luego del tratamiento térmico, la solución obtenida se somete a una centrifugación (12.000 x g, 20 [min]) y el sobrenadante se lleva hasta una separación por cromatografía de intercambio iónico. Finalmente, las fracciones de proteínas activas se reúnen y pasan a través de una columna de cromatografía de exclusión molecular.

Luego de obtenidas las AI, se almacenan hasta su uso a 4 °C.

3.2 | HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

La hidrólisis enzimática es uno de los procesos biotecnológicos más estudiados, ya que se desarrolla fuertemente en el área de producción de alimentos otorgando beneficios en los productos obtenidos. Desde un punto de vista nutricional, los alimentos libres de lactosa pueden ser consumidos por un gran número de personas que presentan intolerancia al disacárido. El proceso enzimático también favorece desde un punto de vista tecnológico, porque la lactosa tiene baja solubilidad y tendencia a cristalizar en agua a bajas temperaturas, lo que no permite que sea parte de la formulación de algunos derivados lácteos tales como manjar, leche condensada, leche evaporada y helados (Zárate & López-Leiva, 1990). Además, el lactosuero hidrolizado presenta mayor biodegradabilidad (Jurado *et al.*, 2002), siendo una ventaja para el medio ambiente.

Este proceso es catalizado por la enzima β -galactosidasa, la cual produce a partir de la lactosa los monosacáridos glucosa y galactosa, los que resultan ser más dulces, más fácilmente fermentados y son absorbidos directamente desde el intestino (Mahoney, 1998). Además el desarrollo de este proceso se utiliza para producir: edulcorantes a partir del lactosuero hidrolizado, leche deslactosada, entre otros.

El mecanismo general de la hidrólisis enzimática de la lactosa tiene una naturaleza transgalactosílica, que implica una multitud de reacciones secuenciales con disacáridos (distintos de la lactosa) y sacáridos superiores, denominados colectivamente galacto-oligosacáridos (GOS) como productos intermedios. En los procesos donde se requiere hidrólisis de lactosa, tales como: productos bajos en

hidróxido de sodio (NaOH), el cual se utiliza como disolución al 40% en peso por su facilidad de manejo.

3.2.2 | Condiciones de operación

Modalidad reactor

El modo de operar del reactor puede ser en modo continuo o por lotes, esto va a depender de los costos del proceso, rendimiento de producción, enzima a utilizar, entre otras variantes.

Las ventajas de los reactores por lotes (batch), incluyen su versatilidad para operar, pudiendo adecuar el tiempo de reacción que se estime conveniente de acuerdo a la carga enzimática adicionada durante el lote, modificar parámetros como temperatura y pH de la solución de lactosa a tratar si es requerido; además existe un menor riesgo de contaminación debido a que los períodos de operación son más cortos, si se compara con un reactor continuo.

En la década de 1990, varios preparados de lactasa fueron comercializados por grandes productores industriales. La utilización de la enzima libre apareció inicialmente como el modo predilecto para la producción de leche hidrolizada con β -galactosidasa (Gänzle *et al.*, 2008). Este método constituye la forma tradicional de aplicación de enzimas y aún en la actualidad es de gran importancia a nivel industrial (Illanes, 2008).

Como se puede observar en la Tabla 3.1 (Sección 3.1.1), el mayor porcentaje de hidrólisis ocurre en un reactor Batch con la enzima proveniente de *Kluyveromyces lactis* soluble, logrando un 84% de conversión de lactosa (Sener *et al.*, 2008). Este rendimiento no logra ser superado por lactasas inmovilizadas. En conclusión, se prefiere utilizar la β -galactosidasa libre en solución en un reactor por lote para llevar a cabo la hidrólisis del proceso.

Parámetros del proceso

Las condiciones óptimas de reacción de hidrólisis con β -galactosidasa proveniente de *Kluyveromyces lactis* son, pH entre 6,9-7,3 y temperatura de 35 °C (Jurado *et al.*, 2002). De acuerdo a lo anterior, se va a realizar la reacción enzimática a pH 7 y 35 °C.

3.2.3 | Inactivación enzima β -galactosidasa

Luego de transcurrida la hidrólisis es necesario inactivar la β -galactosidasa, debido a que al utilizar la enzima libre en solución después de haberse efectuado la conversión prevista, ésta aún forma parte del producto de reacción, por lo que debe inactivarse y separarse (Illanes, 2008). Lo anterior puede lograrse principalmente mediante un cambio de pH o un alza de temperatura. La lactasa escogida se comienza a desestabilizar a temperaturas sobre 40 °C (Sener *et al.*, 2008). Por lo que se utilizará un intercambiador de calor de placas para llevar a cabo el aumento de temperatura hasta 90 °C y lograr que la proteína se inactive, para su posterior separación.

3.2.4 | Separación de le enzima mediante centrifugación

Como consecuencia de inactivar la enzima a 90 °C esta va a precipitar, por lo que su separación es importante para que no afecte a la operación del proceso.

Las separaciones se dividen en dos clases: una de ellas, conocida como operaciones difusionales, la cual involucra transferencia de masa entre fases, como son la humidificación, destilación, entre otras. La otra clase corresponde a separaciones mecánicas, la cual está basada en las diferencias físicas entre las partículas, tales como tamaño, forma o densidad, además se pueden aplicar a la separación de sólidos de líquidos (McCabe *et al.*, 2002a).

Por lo general, para llevar a cabo procesos de bioseparaciones de sólido-líquido se selecciona entre operaciones de filtración y centrifugación, no obstante es más utilizada la centrifugación, ya que existen caldos biológicos difíciles de filtrar y los costos de esta operación pueden aumentar al agregar ayuda-filtros (Tejeda *et al.*, 1995a). La centrifugación también es empleada en la remoción de desechos celulares de caldos de células que han sido sujetos a rompimiento y separación de precipitados proteicos (Tejeda *et al.*, 1995b), para ello se utilizan centrifugas de sedimentación, entre las cuales podemos encontrar, tubular, decantadoras, de cámara múltiple y de discos; siendo esta última la más utilizada a nivel industrial para las bioseparaciones.

Las centrífugas de discos en general poseen una gran capacidad de sedimentación debido principalmente a su gran área, a sus cortas distancias de sedimentación y a los altos campos centrífugos que generan (Tejeda *et al.*, 1995b). Por lo tanto, se escogerá este equipo para llevar a cabo la separación de la enzima β -galactosidasa inactivada.

3.3 | SEPARACIÓN MONOSACÁRIDOS

La separación de los carbohidratos se lleva a cabo con el fin de obtener una corriente con un mayor porcentaje de galactosa antes de ingresar al reactor de isomerización enzimática.

3.3.1 | Separación por cromatografía

La cromatografía es una técnica que se ha utilizado para la separación y purificación de azúcares. Algunas de las cualidades de esta técnica es que es posible lograr alta selectividad, eficiencia, capacidad de carga de la fase estacionaria y velocidad del proceso (Schulte *et al.*, 2000). La cromatografía líquida implica que una muestra se disuelva en una fase móvil (líquida), la cual pasa a través de una fase estacionaria inmisible. La fase estacionaria se elige de manera que los componentes a separar tengan afinidad diferente en cada fase, ya que éste es el elemento para proveer la separación de los componentes.

Un componente que es bastante a fin a la fase estacionaria, tardará más en recorrerlo que uno que no es muy soluble en aquella fase. Para la fabricación de la fase estacionaria, los materiales más frecuentes son carbón activado (Boon *et al.*, 2000) y resinas de intercambio iónico, las cuales son mayormente utilizadas debido a las ventajas que poseen, como la capacidad de intercambiar sus iones o formar complejos, tienen buena estabilidad química en un amplio rango de pH, buena resistencia mecánica y al choque osmótico y a la deformación cuando se empaca en una columna (Small, 1991).

Las resinas de intercambio catiónico junto con agua como eluyente, son utilizadas ampliamente en la industria azucarera para la separación de diferentes compuestos, como oligosacáridos, hexosas, pentosas y otros derivados de azúcares.

3.3.2 | Separación de lecho móvil simulado (SMB)

La tecnología SMB se introdujo a finales de la década de 1950 y se ha aplicado principalmente a la producción a gran escala en la industria petroquímica y del azúcar (Charton & Nicoud, 1995).

El lecho móvil simulado es un sistema cromatográfico sofisticado, el cual consiste en la utilización sincronizada de columnas cromatográficas o de adsorción, de modo que se simula una operación a contracorriente (True Moving Bed, TMB) de una fase líquida y una fase sólida, obteniendo como resultado la separación en continuo de los diversos componentes de una mezcla.

El movimiento en contracorriente de la fase móvil y estacionaria tiene algunas ventajas que lo convierten en un proceso de máxima economía (Schulte *et al.*, 2000):

- En primer lugar, el requisito de eficiencia para el solvente es menor en comparación con otros métodos de separación.
- En contraste con la cromatografía discontinua, no se debe conseguir una resolución total en la salida de la columna.
- Sólo algunas partes se extraen en forma pura del sistema.
- La productividad es mayor debido a la utilización mejorada del solvente.
- Lo anterior, conduce a otra ventaja del SMB, la dilución del producto es menor, las fracciones puras son retiradas con un alto rendimiento y no es necesario el tratamiento de fracciones con menos pureza.
- Por último, el proceso es continuo y por lo tanto puede ser perfectamente implementado en procesos de producción continua.

3.3.3 | SMB en la separación de azúcares

Como resultado de la hidrólisis se obtiene una mezcla de glucosa, galactosa y lactosa residual en menor cantidad, la que pasará a una separación de lecho simulado para obtener una corriente que estará formada en mayor proporción por galactosa, con el fin de favorecer el proceso de isomerización.

Para llevar a cabo la operación, el SMB utiliza una resina de intercambio catiónico de calcio (Ca^{+2}) y agua como eluyente, trabajando a una temperatura de 60 °C.

La Tabla 3.4 muestra las constantes de afinidad de los azúcares respecto al adsorbente escogido. Cuando el número de la constante es mayor, indica que ésta será retenida por mayor tiempo en la resina. Por lo tanto, se obtendrá por la corriente de extracto una mezcla de galactosa y glucosa, mientras que la lactosa será el componente que saldrá por la corriente de refinado. Luego, se utiliza un segundo equipo SMB para separar los monosacáridos obtenidos en la primera separación. De esta manera, considerando los valores de las constantes, el resultado de la cromatografía es que la glucosa sale por el refinado y la galactosa por el extracto.

Tabla 3.4 Constantes de afinidad entre soluto y resina de Ca^{+2} (Cumillaf & Gutiérrez)

Compuesto	K
Lactosa	0,818
Glucosa	1,091
Galactosa	1,273

3.4 | ISOMERIZACIÓN ENZIMÁTICA

La reacción de isomerización se va a llevar a cabo por la acción de la enzima L-arabinosa isomerasa proveniente de *Thermotoga neapolitana* (TNAI). Esta etapa es de suma importancia debido a que en este reactor se va producir tagatosa a partir de galactosa, por lo que escoger los parámetros y condiciones de operación adecuados, implica la obtención del producto de interés con un mayor rendimiento y de mejor calidad.

3.4.1 | Pretratamiento isomerización

Para llevar a cabo la reacción de isomerización es necesario preparar una solución de 300 [g/L] de galactosa a un pH de 7,5. La concentración de galactosa obtenida del sistema SMB es menor a la

requerida para la isomerización enzimática, por lo que se utiliza un evaporador. Posterior a la concentración de la solución, se ocupa un estanque de almacenamiento donde se va a agregar el NaOH para obtener el pH necesario en la reacción.

3.4.2 | Inmovilización de la enzima

Dentro de las ventajas de inmovilizar enzimas en un proceso se encuentran, una mayor estabilidad operativa, una mayor resistencia a las perturbaciones ambientales, un menor costo de la enzima, ya que elimina las etapas de purificación y extracción de la enzima desde el medio líquido después de la bioconversión al finalizar el proceso (Kierstan & Coughlan, 1985).

Se han estudiado diferentes condiciones de operación para la producción de tagatosa con L-arabinosa isomerasa de *Thermotoga neapolitana* (TNAI). La vida media de las enzimas en la producción de tagatosa con enzimas inmovilizadas aumenta hasta 11 veces más en comparación con la enzima libre (Lim *et al.*, 2008), indicando que inmovilizar la arabinosa isomerasa permite operar en períodos prolongados de tiempo, lo que conlleva a una disminución de los costos de operación asociados a la síntesis con enzima soluble. Por otra parte, la inmovilización de enzimas retiene las propiedades bioquímicas de la arabinosa isomerasa libre y presenta mayor estabilidad de temperatura y pH (Hong *et al.*, 2007).

Para la síntesis de tagatosa con enzima inmovilizada, se han reportado trabajos de inmovilización con alginato y quitosano. Las perlas de quitosano han sido utilizadas anteriormente para la producción de azúcares raros tales como D-arabinosa, D-alosa, L-gulosa (Morimoto *et al.*, 2006; Sultana *et al.*, 2003; Bhuiyan *et al.*, 1999) y la producción de oligosacáridos (Kawamoto *et al.*, 2002). Además, varios estudios han demostrado que el quitosano tiene efectos antimicrobianos y antifúngicos, lo que permite su aplicación en diferentes campos como alimentos, cosméticos, biomedicina, entre otros (Katiyar *et al.*, 2015).

Lim *et al.*, (2008) han reportado que la conversión de galactosa en tagatosa usando alginato es similar que al usar perlas de quitosano a 60 °C. En cambio, al elevar la temperatura a 70 °C, la producción de tagatosa disminuye en las perlas de alginato, mientras que aumenta en las perlas de quitosano,

debido a que sobre los 60 °C las enzimas inmovilizadas en alginato presentan disminución en su estabilidad.

Por lo tanto, para utilizar una enzima que trabaja en condiciones óptimas a temperaturas sobre los 60 °C, es adecuado el uso de perlas de quitosano para inmovilizar la enzima TNAI.

3.4.3 | Condiciones de operación

Modalidad reactor

Al utilizar una enzima inmovilizada, ésta puede ser empleada tanto en reactores continuos como por lotes. Para el caso de la enzima inmovilizada de *Thermotoga neapolitana*, se han utilizado reactores por lote, por lote con reciclo y también en modalidad continua.

Considerando los resultados reportados en la literatura para la arabinosa isomerasa de *Geobacillus stearothermophilus* cuyas condiciones óptimas de operación son similares a las de *Thermotoga neapolitana* se observa que (Tabla 3.5) el mayor grado de conversión es alcanzado en un reactor discontinuo, pero de todas maneras, no se diferencian en mayor proporción con los valores obtenidos en las diferentes modalidades de operación de los reactores. En el caso de reactores continuos con reciclo se obtienen conversiones menores, los cuales, además tienen una productividad con un valor muy bajo, por lo que no es adecuado para aplicaciones industriales, por ende, se descartan para el proceso de producción de tagatosa.

Por lo tanto, se escoge un reactor por lotes repetidos con posterior recuperación de la enzima, para llevar a cabo la reacción de isomerización. Por otra parte, considerando que la vida media de las enzimas inmovilizadas en perlas de quitosano es alta (Lim *et al.*, 2008), el biocatalizador se podrá volver a utilizar en diferentes lotes, lo que conlleva a una disminución de los costos de operación.

Tabla 3.5 Conversión de tagatosa a partir de galactosa para enzimas inmovilizadas bajo diferentes parámetros y modalidad de reacción

Origen enzima	Reactor	X [%]	C galac [g L ⁻¹]	P tag [g L ⁻¹ h ⁻¹]	Condiciones operación	Referencia
<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	Batch	58	100	-	65 °C, pH 8	Kim <i>et al.</i> , 2003b
<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	Lecho empacado	50	100	13,3	65 °C, pH 8	Kim <i>et al.</i> , 2003b
<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	Lecho empacado con reciclo	46	500	9,6	65 °C, pH 8	Kim <i>et al.</i> , 2003b
<i>Geobacillus stearothermophilus</i>	Lecho empacado	48	300	54		Ryu <i>et al.</i> , 2003
<i>Thermotoga neapolitana</i>	Continuo con reciclo	27	180	-		Hong <i>et al.</i> , 2007
<i>Thermotoga neapolitana</i>	Continuo con reciclo	42	90	-		Hong <i>et al.</i> , 2007
<i>Thermotoga neapolitana</i>	Tanque agitado discontinuo	52	100	-	70 °C, pH 7,5	Lim <i>et al.</i> , 2008
<i>Thermotoga neapolitana</i>	Tanque agitado discontinuo	46	300	-	70 °C, pH 7,5	Lim <i>et al.</i> , 2008
<i>Thermotoga neapolitana</i>	Tanque agitado discontinuo	36	500	-	70 °C, pH 7,5	Lim <i>et al.</i> , 2008

X: conversión de tagatosa a partir de galactosa; C: concentración inicial de galactosa; P: productividad de tagatosa.

Parámetros de reacción

De acuerdo a Lim *et al.*, (2008), el pH óptimo de la L-AI de *Thermotoga neapolitana* inmovilizada en quitosano es 7,5. Por otra parte, el tiempo de vida media de la TNAI inmovilizada a 70 °C corresponde

a 388 [h], mientras que para 75, 80 y 90 °C es 106, 54 y 22 [h], respectivamente. Por lo tanto, la isomerización se llevará a cabo a 70 °C debido a que la enzima es altamente estable a esa temperatura.

Los metales divalentes promueven la formación de la estructura activa tretrámerica para las AI termofílicas e hipertermofílicas (Lee *et al.*, 2005a), lo que favorece a su estabilidad durante el proceso de isomerización. En el caso de la TNAI se utilizan los iones metálicos Co^{+2} y Mn^{+2} , ya que ambos son necesarios para mejorar la termoestabilidad de la enzima durante el tiempo de reacción (Kim *et al.*, 2002; Hong *et al.*, 2007). Sin embargo, Lim *et al.*, (2008) reportaron que la alta termoestabilidad de la L-arabinosa isomerasa proveniente de *Thermotoga neapolitana* inmovilizada en perlas de quitosano, no usa metales divalentes, por lo que no se van a requerir para la reacción de isomerización en este proceso.

3.5 | PURIFICACIÓN Y FORMULACIÓN

Una vez que la reacción de isomerización con TNAI finaliza, es necesario que la tagatosa obtenida pase por diversas etapas para dar la forma y la calidad deseada al producto final.

3.5.1 | Separación post isomerización

La separación de la D-tagatosa desde la mezcla de reacción es un aspecto clave en el proceso, ya que influye notablemente en la calidad del producto final. Una vez terminada la reacción, la mezcla de productos obtenidos se van a separar utilizando una cromatografía de lecho móvil simulado descrito en la Sección 3.3.

Para obtener la tagatosa con un alto grado de pureza se utiliza un SMB con resina de calcio y agua como eluente, a una temperatura de 60 °C. La Tabla 3.6 entrega las constantes de afinidad en resina de calcio de los diferentes monosacáridos obtenidas a la temperatura de trabajo, las cuales se obtuvieron a partir de una experiencia de laboratorio en un equipo de HPLC. Con los datos entregados es posible predecir el comportamiento de la separación, por lo tanto, como el valor de la

constante de la tagatosa es mayor que la de los otros compuestos, se puede obtener un primer extracto de tagatosa y por otra parte una mezcla de glucosa y galactosa como la primera corriente de refinado.

Tabla 3.6 Constantes de afinidad entre soluto y resina de Ca^{+2}

Compuesto	K
Glucosa	1,091
Galactosa	1,273
Tagatosa	1,909

3.5.2 | Evaporación

Existen diferentes formas de concentrar soluciones, entre las cuales se pueden mencionar: filtración mediante membranas (osmosis inversa, nanofiltración, microfiltración), evaporación, secado y cristalización.

Para el caso de la industria del azúcar el proceso tradicional a utilizar es la evaporación (Madaeni & Zereshki, 2010). Esta operación puede alcanzar un mayor grado de concentración, es decir, alrededor del 85% en comparación con el 30% para el uso de membranas (Pouliot *et al.*, 2014).

En el caso de la industria de los alimentos la evaporación se utiliza para obtener la separación parcial de un solvente volátil, comúnmente agua, de componentes no volátiles. El líquido concentrado obtenido posee una estabilidad microbiológica y de calidad mejorada. Además reduce ventajosamente los costos de almacenamiento y transporte (Berk, 2009).

El vapor generado durante la evaporación puede ser reutilizado para calentar otros evaporadores o etapas, en lo que se denomina evaporación de múltiples efectos. Este proceso es especialmente interesante ya que reduce los costos de energía relacionados con la producción de vapor mediante el uso del vapor procedente de un efecto anterior para calentar el producto en el siguiente efecto. De hecho, mientras que la evaporación con dispositivos de una sola etapa requiere 1,1 [kg] de

vapor para evaporar 1 [kg] de agua, sólo se necesitan 0,5-0,6 [kg] de vapor usando dos etapas (Barta *et al.*, 2012).

Por lo tanto, la tagatosa obtenida en la separación se va a concentrar a través del proceso de evaporación a vacío.

3.5.3 | **Cristalización**

El producto final corresponde a cristales de tagatosa, por lo que esta etapa es elemental para obtener la forma deseada.

Para que el proceso de cristalización tenga éxito los cristales se deben formar lentamente y lograr alcanzar el equilibrio que excluye a las impurezas de la red de cristal.

En la formación de un cristal se requieren de dos etapas: primero, la formación de una nueva partícula, fase que recibe el nombre de nucleación; y en segundo lugar, se genera su crecimiento hasta tamaño macroscópico.

Una alta producción y una elevada pureza son dos objetivos importantes de la cristalización, pero el aspecto y el intervalo de tamaño del producto cristalino también lo son. Si los cristales van a ser posteriormente procesados por filtración o centrifugación, lavado, transporte y almacenamiento, es deseable que su tamaño sea adecuado y uniforme.

En la cristalización industrial de una solución, la mezcla bifásica formada por los líquidos madres y los cristales de todos los tamaños recibe el nombre de magma.

Los cristalizadores comerciales pueden operar de forma continua o por cargas, excepto para aplicaciones especiales, se prefiere la operación continua debido a que el tamaño de los cristales es más uniforme. El primer requerimiento de un cristalizador es generar una solución sobresaturada, ya que la cristalización no puede ocurrir sin sobresaturación. Existen tres métodos para producir sobresaturación, dependiendo esencialmente de la naturaleza de la curva de solubilidad del soluto (Couper *et al.*, 2012):

- Debido a que existen compuestos mucho menos solubles a temperaturas bajas que a temperaturas elevadas, la sobresaturación se puede conseguir simplemente por enfriamiento.

- Cuando la solubilidad es casi independiente de la temperatura o bien cuando disminuye al aumentar la temperatura, la sobresaturación se genera por evaporación.
- En los casos intermedios resulta eficaz una combinación de evaporación y enfriamiento.

Entre los diferentes equipos de cristalización se pueden mencionar los cristalizadores de vacío, de evaporación de circulación forzada, de tubo de extracción (DTB) y de superficie enfriada.

Para llevar a cabo la cristalización en el proceso de producción de tagatosa se escoge el último método mencionado, debido a que tradicionalmente se utiliza en la industria del azúcar para cristalizar de forma económica. Por otra parte, se recomiendan para operaciones a bajas temperaturas o para soluciones con un alto punto de ebullición.

3.5.4 | Centrifugación

El proceso de centrifugación es necesario para separar los cristales de tagatosa de la fase líquida, también conocido como licor madre, a partir de la mezcla que se obtuvo anteriormente.

La principal clasificación de los equipos de centrifugación se basa en el diseño de su tazón, y en la forma como se descargan los sólidos sedimentados. Las centrífugas pueden funcionar según un principio de sedimentación, en el que la fase más densa es llevada al exterior por acción de la fuerza centrífuga, o por un principio de filtración (Tejeda *et al.*, 1995b).

En el caso de procesos para obtener cristales de azúcar, se utiliza una centrífuga de canasta perforada, la cual está recubierta con un medio filtrante (tela o membrana). La suspensión de sólidos es alimentada a la tina que al girar a altas velocidades provoca el depósito de los sólidos sobre el medio filtrante y la salida del licor madre. Estos equipos funcionan como un filtro, sólo que la fuerza impulsora del filtrado es la centrífuga y no una diferencia de presión (Tejeda *et al.*, 1995b).

Considerando lo anterior, se va a utilizar una centrífuga de canasto para separar los cristales de tagatosa. Una vez finalizada la centrifugación se utiliza una cinta transportadora para llevar el producto de la operación hasta el secador, para evitar daños y rompimiento de éstos.

3.5.5 | Secado

El secado es un proceso importante, ya que su operación determina la humedad final de los cristales de tagatosa, la cual debe ser menor a 0,5% en peso seco (FDA, 2010).

Los secadores de tambor rotatorio se usan comúnmente para secar material granulado, como es el caso del uso de tambores rotatorios en la industria azucarera para secar y enfriar el azúcar (Savaresi *et al.*, 2001). Un secador rotatorio consiste en una carcasa cilíndrica giratoria, dispuesta en forma horizontal o ligeramente inclinada hacia la salida. La alimentación húmeda entra por un extremo del cilindro mientras que el producto seco se descarga por el otro. Al girar la carcasa, unas pestañas internas levantan los sólidos para caer después en forma de lluvia a través del interior de la carcasa. Los secadores rotatorios se calientan por contacto directo del gas con los sólidos, por gas caliente que pasa a través de un encamisado externo, o por medio de vapor de agua que condensa en un conjunto de tubos instalados sobre la superficie interior de la carcasa (McCabe *et al.*, 2002b).

Es simple y razonablemente versátil, por lo tanto es adecuado para secar una amplia gama de materiales con rapidez y bajo costo unitario cuando las cantidades son grandes. Además los secadores de tambor rotatorio, tienen una sección de enfriamiento donde el material caliente y seco se expone a una corriente de aire frío (Starzak and Mathlouthi, 2010). Considerando el sistema de operación y el uso actual en la industria del azúcar, se va a utilizar un secador de tambor rotario para la etapa final en la producción de tagatosa.

3.5.6 | Envasado

Los cristales de tagatosa serán almacenados en la planta para luego ser distribuidos a las respectivas industrias consumidoras. Para cumplir con lo anterior, es necesario tener una bodega de almacenaje para mantener el producto hasta su posterior distribución, para ello se debe mantener un control de temperatura a 12 °C, con el fin de lograr el ambiente apropiado y evitar un cambio negativo en la calidad del producto final.

A continuación se muestra en la Figura 3.1 el diagrama de bloques del proceso de producción de tagatosa.

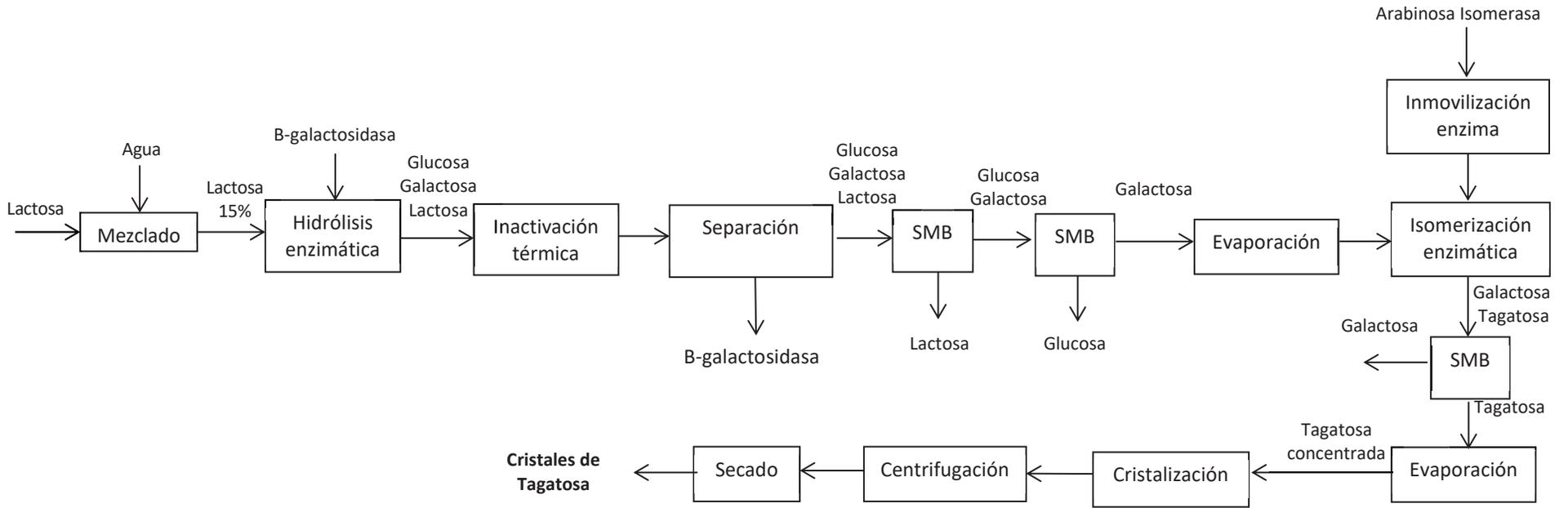


Figura 3.3 Diagrama de bloques del proceso

REFERENCIAS

- Acevedo, F., Gentina, J. C., & Illanes, A. (2002). *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica*. Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Barta, J., Balla, C., & Vatai, G. (2012). Dehydration preservation of fruits. In: N. Sinha, J. Sidhu, J. Barta, J. Wu, & P. Cano. *Handbook of fruits and fruit processing*. Pp. 133-151. New York: Wiley Blackwell.
- Berk, Z. (2009). Crystallization and dissolution. In: Z. Berk. *Food process engineering and technology*. 1st edition. Pp. 317-331. New York: Academic Press Elsevier.
- Bhuiyan, S., Itami, Y., Takada, G., & Izumori, K. (1999). Preparation of L-talose and D-gulose from L-Tagatose and D-sorbose respectively, using immobilized L-rhamnose isomerase. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 88 (5): 567-570.
- Boon, M., Janssen, A., & Van Riet, K. (2000). Effect of temperature and enzyme origin on the enzymatic synthesis of oligosaccharides. *Enzyme and Microbial Technology* 26: 271-281.
- Charton, F., & Nicoud, R. (1995). Complete design of a simulated moving bed. *Journal of Chromatography A* 702: 97-112.
- Cheetham, P. S., & Wootton, A. (1993). Bioconversion of D-galactose into D-tagatose. *Enzyme Microbiology Technology* 5: 105-108.

- Cheng, L., Mu, W., Zhang, T., & Jiang, B. (2010). An L-arabinose isomerase from *Acidothermus cellulolyticus* ATCC 43068: cloning, expression, purification and characterization. *Applied Microbiology and Biotechnology* 86: 1089-1097.
- Chockchaisawasdee, S., Athanasopoulos, V., Keshavan, N., & Rastall, R. (2005). Synthesis of galactooligosaccharide from lactose using β -galactosidase from *Kluyveromyces lactis*: studies on batch and continuous UF membrane-fitted bioreactors. *Wiley Periodicals* 89: 434- 443.
- Chouayekh, H., Bejar, W., Rhimi, M., Jelleli, K., Mseddi, M., & Bejar, S. (2007). Characterization of an L-arabinose isomerase from the *Lactobacillus plantarum* NC8 strain showing pronounced stability at acidic pH. *FEMS Microbiol Lett* 277: 260-267.
- Couper, J., Penney, W., Fair, J., & Walas, S. (2012). Crystallization from solutions and melts. In J. Couper, W. Penney, J. Fair, & S. Walas. *Chemical process equipment: selection and design*. 3rd edition. Pp. 561-590. Amsterdam: Elsevier.
- Cumillaf, F., & Gutiérrez, C. (s.f.). Desarrollo de una metodología para la síntesis enzimática de lactuloas con B-galactosidasa de *Aspergillus oryzae* soluble e inmovilizada. Tesis de pregrado Ingeniería Civil Bioquímica, no publicada. Valparaíso, Chile: Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Di Serio, M., Maturo, C., De Alteriis, E., Parascandola, P., Tesser, R., & Santacesaria, E. (2003). Lactose hydrolysis by immobilized β -galactosidase the effect of the supports and the kinetics. *Catalysis today* 79: 333-339.
- Erich, S., Kuschel, B., Schwarz, T., Ewert, J., Böhmer, N., Niehaus, F. *et al.*, (2015). Novel high-performance metagenome β -galactosidases for lactose hydrolysis in the dairy industry. *Journal of Biotechnology* 210: 27–37.

- FDA. (2010). GRAS exemption claim for D-tagatose as an ingredient in foods. In: U.S. Food & Drug Administration (online). Retrieved in 2017: <https://www.fda.gov/downloads/Food/IngredientsPackagingLabeling/GRAS/NoticeInventory/ucm269560.pdf>
- Gänzle, M., Haase, G., & Jelen, P. (2008). Lactose: Crystallization, hydrolysis and value-added derivatives. *International Dairy Journal* 18: 685-694.
- Giacomini, C., Villarino, A., Franco-Fraguas, L., & Batista-Viera, F. (1998). Immobilization of β -galactosidase from *Kluyveromyces lactis* on silica and agarose: comparison of different methods. *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic* 4: 313-327.
- Hong, Y.-H., Lee, D.-W., Lee, S.-J., & Choe, E.-A. (2007). Production of D-tagatose at high temperatures using immobilized *Escherichia coli* cells expressing L-arabinose isomerase from *Thermotoga neapolitana*. *Biotechnol Lett* 29: 569–574.
- Illanes, A. (2008). Enzyme Production. Enzyme Biocatalysis. In: Illanes, Andrés. Principles and Applications. Pp. 57-88. Valparaíso: Springer Science Business Media.
- Jorgensen, F., Hansen, O., & Stougaard, P. (2004). Enzymatic conversion of D.galactose to D-tagatose: heterologous expression and characterisation of a thermostable L-arabinose isomerase from *Thermoanaerobacter mathranii*. *Applied Microbiology and Biotechnology* 64: 816-822.
- Jurado, E., Camacho, F., Luzón, G., & Vicaria, J. (2002). A new kinetic model proposed for enzymatic hydrolysis of lactose by a β -galactosidase from *Kluyveromyces fragilis*. *Enzyme and Microbial Technology* 31: 300-309.

- Katiyar, D., Hemantarajan, A., & Singh, B. (2015). Chitosan as a promising natural compound to enhance potential physiological responses in plant: a review. *Ind. J. Plant. Physiol.* 20 (1): 1-9.
- Kawamoto, H., Obuma, T., Sekine, H., & Kobayashi, M. (2002). Utilization of NaCl to suppress the growth of contaminating microbes during the continuous production of cycloisomaltooligosaccharides by immobilized enzyme. *Biochemical Engineering Journal* 12: 161–164.
- Kierstan, M. P., & Coughlan, M. P. (1985). Immobilization of cells and enzymes by gel entrapment. In: Woodward, J. *Immobilised cells and enzymes, a practical approach*. Volume 13. Pp. 39-54. Ann Arbor: IRL Press.
- Kim, B., Lee, Y., Lee, H., Lee, D., Choe, E., & Pyun, Y. (2002). Cloning, expression and characterization of L-arabinose isomerase from *Thermotoga neapolitana*: bioconversion of D-galactose to D-tagatose using the enzyme. *FEMS Microbiology Letters* 212: 121-126.
- Kim, J., Kim, Y., Roh, H., Kim, H., Cha, J., Park, K., y otros. (2003a). Production of tagatose by recombinant thermostable L-arabinose isomerase from *Thermus sp.* IM6501. *Biotechnology Letters* 25: 963-967.
- Kim, H.J., Ryu, S.A., Kim, P., & Oh, D.-K. (2003b). A Feasible Enzymatic Process for D-Tagatose Production by an Immobilized Thermostable L-Arabinose Isomerase in a packed-bed Bioreactor. *Biotechnol. Prog.* 19: 400–404.
- Kim, C. S., Ji, E.-S., & Oh, D.-K. (2004). A new kinetic model of recombinant b-galactosidase from *Kluyveromyces lactis* for both hydrolysis and transgalactosylation reactions. *Biochemical and Biophysical Research Communications* 316: 738–743.

- Kim, H., & Oh, D. (2005). Purification and characterization of an L-arabinose isomerase from an isolated strain of *Geobacillus thermodenitrificans* producing D-tagatose. *Journal of Biotechnology* 120: 162- 173.
- Kim, S., Lee, Y., Park, S., Kim, J., Song, S., & Lee, K. (2010). Recombinant GRAS strains expressing thermophilic arabinose isomerase as an active form and method of preparing food grade tagatose by using the same. United States Patent 0041106 A1.
- Kim, S., Lee, Y., Park, S., Kim, J., Song, S., Lee, K., *et al.*, (2014). Arabinose isomerase expressed from *Corynebacterium* genus and tagatose manufacturing method by using it. United States Patent 8802393 B2.
- Ladero, M., Santos, A., García, J., & García-Ochoa, F. (2001). Activity over lactose and ONPG of a genetically engineered β -galactosidase from *Escherichia coli* in solution and immobilized: kinetic modelling. *Enzyme and Microbial Technology* 29: 181-193.
- Lange, C., Rittmann, D., Wendisch, V. F., Bott, M., & Sahm, H. (2003). Global expression profiling and physiological characterization of *Corynebacterium glutamicum* grown in the presence of L-Valine. *Applied and Environmental Microbiology* 69: 2521–2532.
- Lee, D., Jang, H., Choe, E., Kim, B., Lee, S., Kim, S., y otros. (2004). Characterization of thermostable L-arabinose (D-Galactose) Isomerase from the hyperthermophilic eubacterium *Thermotoga maritima*. *Applied and Environmental Microbiology* 70: 1397-1404.
- Lee, S., Lee, D., Choe, E., Hong, Y., & Kim, S.-B. (2005a). Characterization of a Thermoacidophilic L-Arabinose Isomerase from *Alicyclobacillus acidocaldarius*: Role of Lys-269 in pH Optimum. *Applied and Environmental Microbiology* 71 (12): 7888–7896.

- Lee, D., Choe, E., Kim, S., Eom, S., Hong, Y., Lee, S., y otros. (2005b). Distinct metal dependence for catalytic and structural functions in the L-arabinose isomerase from the mesophilic *Bacillus halodurans* and the thermophilic *Geobacillus stearothermophilus*. *Archives of Biochemistry and Biophysics* 434: 333-343.
- Li, Y., Zhu, Y., Liu, A., & Sun, Y. (2011). Identification and characterization of a novel L-arabinose isomerase from *Anoxybacillus flavithermus* useful in D-tagatose production. *Extremophiles* 15: 441-450.
- Lim, B., Kim, H., & Oh, D. (2008). Tagatose production with pH control in a stirred tank reactor containing immobilized L-Arabinose Isomerase from *Thermotoga neapolitana*. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 149: 245–253.
- Madaeni, S., & Zeresghi, S. (2010). Energy consumption for sugar manufacturing. Part I: evaporation versus reverse osmosis . *Energy Conversion and Management* 51: 1270-1276.
- Mahoney, R. & Adamchuk, C. (1980). Effect of milk constituents on the hydrolysis of lactose by lactase from *Kluyveromyces fragilis*. *Journal of Food Science* 45: 962-968.
- Mahoney, R. R. (1997). Lactose: enzymatic modification. In: *Advanced Dairy Chemistry*. 2nd edition. Volume 3. Pp. 77-126. London: Springer- Verlag.
- Mahoney, R. (1998). Galactosyl-oligosaccharide formation during lactose hydrolysis: a review. *Food Chemistry* 63 (2): 147-154.

- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2002a). Separaciones mecánicas. En W. McCabe, J. Smith, & P. Harriott. Operaciones unitarias en ingeniería química. Pp. 1065-1140. México: McGraw Hill.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2002b). Secado de sólidos. En W. McCabe, J. Smith, & P. Harriott. Operaciones unitarias en ingeniería química. Pp. 835-871. México: McGraw Hill.
- Men, Y., Zhu, Y. Z., Kang, Z., Izumori, K., Sun, Y., & Ma, Y. (2014). Enzymatic conversion of D-galactose to D-tagatose: cloning, overexpression and characterization of L-rabinose isomerase from *Pediococcus pentosaceus* PC-5. *Microbiological Research* 169: 171-178.
- Morimoto, K., Park, C., Ozaki, M., Takeshita, K., Shimonishi, T., Granström, T. B., *et al.*, (2006). Large scale production of D-allose from D-psicose using continuous bioreactor and separation system. *Enzyme and Microbial Technology* 38: 855–859.
- Panesar, P. S., Kumari, S., & Panesar, R. (2010). Potential Applications of Immobilized β -Galactosidase in Food Processing Industries. *Enzyme Research*: 1-16.
- Pessela, B., Mateo, C., Fuentes, M., Vian, A., García, J., Carrascosa, A., Fernández-Lafuente, R. (2003). The immobilization of a thermophilic β -galactosidase on sepabeads supports decreases product inhibition complete hydrolysis of lactose in dairy products. *Enzyme and Microbial Technology* 33: 199-205.
- Pouliot, Y., Conway, V., & Leclerc, P. (2014). Separation and concentration technologies in food processing. In: S. Clark, S. Jung, & B. Lamsal. *Food processing: principles and applications*. 2nd edition. Pp. 33-60. Hoboken: Wiley Blackwell.

- Raol, G. G., Raol, B.V., Prajapati, V.S. (2015). Utilization of agro-industrial waste for β -Galactosidase production under solid state fermentation using halotolerant *Aspergillus tubingensis* GR1 isolate. *Biotechnology* 5: 411-421.
- Rhimi, M., & Bejar, S. (2006). Cloning Purification and biochemical characterization of metallic-ions independent and thermoactive L-arabinose isomerase from the *Bacillus stearothermophilus* US100 strain. *Biochimica et Biophysica Acta* 1760: 191-199.
- Rhimi, M., Ilhammami, R., Bajic, G., Boudebbouze, S., Maguin, E., Haser, R., *et al.*, (2010). The acid tolerant L-arabinose isomerase from the food grade *Lactobacillus sakei* 23K is an attractive D-tagatose producer. *Bioresource Technology* 101: 9171-9177.
- Rodriguez-Colinas, B., Abreu, M., Fernandez-Arrojo, L., Beer, R., Poveda, A., Jimenez-Barbero, J., *et al.*, (2011). Production of galacto-oligosaccharides by β -galactosidase from *Kluyveromyces lactis*: comparative analysis of permeabilized cells versus soluble enzyme. *Journal of Agricultural and Food Chemistry* 59: 10477-10484.
- Rodriguez-Colinas, B., Fernandez-Arrojo, L., Ballesteros, A., & Plou, F. (2014). Galactooligosaccharides formation during enzymatic hydrolysis of lactose: towards a prebiotic-enriched milk. *Food Chemistry* 145: 388-394.
- Roy, I., & Gupta, M. (2003). Lactose hydrolysis by LactozymT immobilized on cellulose beads in batch and fluidized bed modes. *Process Biochemistry* 39: 325-332.
- Ryu, S., Chang, S., Kim, H. B., & Oh, D. (2003). Continuous D-Tagatose production by immobilized thermostable L-Arabinose isomerase in a packed-bed bioreactor. *Biotechnol. Prog.* 19: 1643-1647.

- Santibáñez, L. , Fernández-Arrojo, L., Guerrero, C., Plou, F. J., & Illanes, A. (2016). Removal of lactose in crude galacto-oligosaccharides by β -galactosidase from *Kluyveromyces lactis*. *Journal of Molecular Catalysis. Enzymatic* 133: 85–91.
- Santos, A., Ladero, M., & García-Ochoa, F. (1998). Kinetic Modeling of Lactose Hydrolysis by a β -Galactosidase from *Kluyveromices fragilis*. *Enzyme and Microbial Technology* 22: 558–567.
- Savaresi, S., Bitmead, R., & Peirce, R. (2001). On modelling and control of a rotary sugar dryer. *Control Engineering Practice* 9: 249-266.
- Schulte, M., Britschl, S., & Strube, J. (2000). Continuous preparative liquid chromatography in the downstream processing of biotechnological products. *Acta Biotechnol.* 20 (1): 3-15.
- Sener, N., Apar, D., & Özbek, B. (2006). A modelling study on milk lactose hydrolysis and β -galactosidase stability under sonication. *Process Biochemistry* 41: 1493-1500.
- Sener, N., Apar, D., Demirhan, E., & Ozbek, B. (2008). Milk lactose hydrolysis in a batch reactor: optimisation of process parameters, kinetics of hydrolysis and enzyme inactivation. *Chem. Biochem. Eng. Q.* 22 (2): 185-193.
- Small, H. (1991). Twenty years of ion chromatography. *Journal of Chromatography* 546: 3-15.
- Starzak, N., & Mathlouthi, M. (2010). Formation of amorphous sugar in the syrup film - a key factor in modelling of industrial sugar drying. *Food Chemistry* 122: 394-409.
- Sultana, I., Mizanur, R., Takeshita, K., Takara, G., & Izumori, K. (2003). Direct production of D-Arabinose from D-Xylose by a coupling reaction using D-Xylose isomerase, D-Tagatose 3-

- epimerase and D-Arabinose Isomerase. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 95(4): 342-347.
- Tejeda, A., Montesinos, R., & Guzmán, R. (1995a). Filtración. En: *Bioseparaciones*. Pp. 69-80. Hermosillo: Unison.
- Tejeda, A., Montesinos, R., & Guzmán, R. (1995b). Centrifugación. En: *Bioseparaciones*. Pp. 111-153. Hermosillo: Unison.
- Torres, D., Gonzales, M., Teixeira, J., & Rodrigues, L. (2010). Galacto-Oligosaccharides: Production, properties, applications, and significance as prebiotics. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety* 9: 438-453.
- Wanarska, M., & Kur, J. (2012). A method for the production of D-tagatose using a recombinant *Pichia pastoris* strain secreting β -D-galactosidase from *Arthrobacter chlorophenolicus* and a recombinant L-arabinose isomerase from *Arthrobacter* sp. 22c. *Microbial Cell Factories* 11: 113-128.
- Xu, Z., Y., Q., Li, S., Feng, X., Xu, H., & Ouyang, P. (2011). A novel L-arabinose isomerase from *Lactobacillus fermentum* CGMCC2921 for D-tagatose production: gene cloning, purification and characterization. *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic* 70: 1-7.
- Yoon, S., Kim, P., & Oh, D. (2003). Properties of L-arabinose isomerase from *Escherichia coli* as biocatalyst for tagatose production. *World Journal of Microbiology & Biotechnology* 19: 47-51.
- Zárate, S., & López-Leiva, H. (1990). Oligosaccharide formation during enzymatic lactose hydrolysis: a literature review. *Journal of Food Protection* 53 (3): 262-268.

4 | **BALANCE DE MASA**

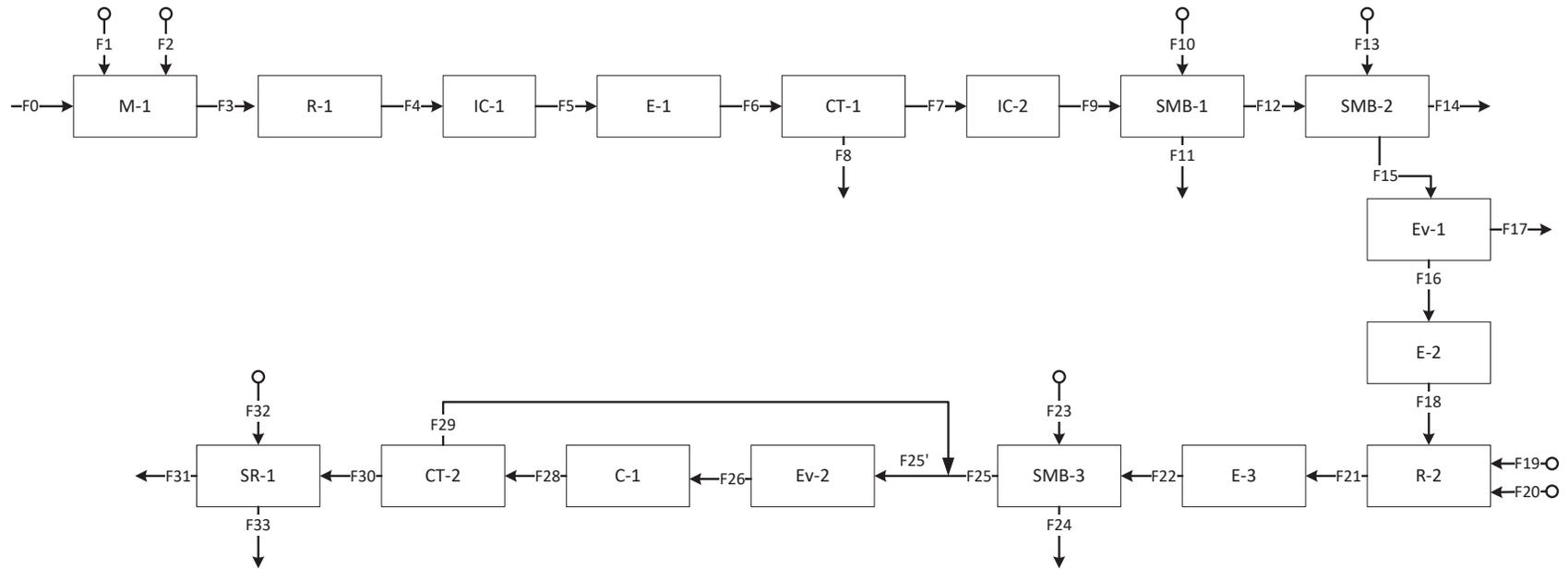
Una vez finalizada la síntesis y selección del proceso para producir tagatosa y el estudio de mercado para conocer la capacidad de la planta, el desarrollo de este capítulo tiene como objetivo determinar la magnitud y composición de todas las corrientes que posee la planta y sus características fisicoquímicas respectivas; determinando la cantidad de lactosa que se debe ingresar al proceso para poder abarcar la demanda de tagatosa.

La capacidad de la planta se determinó a través de la proyección realizada al año 2026 de la demanda de tagatosa considerada por el público objetivo, lo que resultó en 2.939,8 [ton] de tagatosa para dicho año.

En el balance de masa se busca generar tagatosa en formato de sólido cristalino, con una humedad final de 0,2%.

4.1 | **DIAGRAMA DE PROCESO**

A continuación en la Figura 4.1 se señala el diagrama de bloques del proceso utilizado en el balance de masa para la producción de tagatosa, considerando desde el almacenamiento de la materia prima hasta la purificación y acabado final del producto.



- | | |
|-------------------------------------|---------------------------------|
| M-1: Estanque de mezclado | Ev-1, Ev-2: Evaporador |
| R-1, R-2: Reactor enzimático | E-2: Estanque de almacenamiento |
| IC-1, IC-2: Intercambiador de calor | D-1: Divisor de flujos |
| E-1, E-3: Estanque equalizador | C-1: Cristalizador |
| SMB: Sistema SMB | CT-1, CT-2: Centrifuga |
| | S _R -1: Secador |

Figura 4.1 Diagrama de proceso

4.2 | FLUJO DE ALIMENTACIÓN

El balance de masa se realizará en base a la cantidad de tagatosa demandada al año 2026, la que corresponde a un total de 2.939,8 [ton]. Además se considera una conversión global de lactosa a tagatosa de 22,5%, la que se ha obtenido suponiendo que la lactosa tiene un 90% de conversión en la reacción de hidrólisis, y que la reacción de isomerización tiene un 45% de conversión. Además, se considera un factor de seguridad de 15%, por pérdidas que se puedan tener durante el proceso.

$$m_{lactosa} = 2.939,8 \left[\frac{\text{ton tagatosa}}{\text{año 2026}} \right] \cdot \frac{1 \text{ ton lactosa}}{0,9 \cdot 0,5 \text{ ton galactosa}} \cdot \frac{1 \text{ ton galactosa}}{0,45 \text{ ton tagatosa}} \cdot 1,15 = 16.695 \left[\frac{\text{ton lactosa}}{\text{año 2026}} \right]$$

Se considera que durante un año se trabaja sólo 330 días, puesto que el resto de los días serán destinados para mantención preventiva y/o reparación de los equipos, además se considera que la planta opera continuamente durante las 24 horas de cada día (de lunes a domingo). Con los datos mencionados anteriormente se puede calcular el flujo de lactosa a ingresar al proceso de producción durante un día productivo.

$$m_{lactosa} = 16.695 \left[\frac{\text{ton lactosa}}{\text{año}} \right] \cdot \frac{1000 \text{ kg lactosa}}{1 \text{ ton lactosa}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{330 \text{ días}} = 50.591 \left[\frac{\text{kg lactosa}}{\text{d}} \right]$$

4.3 | MEZCLADOR DE LACTOSA (M-1)

La lactosa monohidrato proveniente directamente de los sacos del proveedor (F_0) es mezclada con agua (F_1), para lograr una solución de lactosa del 15% p/p, concentración necesaria para entrar a la reacción de hidrólisis. Cada lote de hidrólisis tiene un tiempo de operación de 5,5 [h], donde se incluye el tiempo de reacción de 3 [h] (sección 5.2.2) y 2,5 [h] para el llenado, vaciado y limpieza del reactor, este tiempo ha sido estimado según la bomba a utilizar. Por lo tanto, en un día se alcanzan a procesar 4 lotes del reactor de hidrólisis, por consiguiente el flujo diario de lactosa se debe procesar a través de 4 lotes.

$$m_{lactosa, F_0} = 50.591 \frac{\text{kg lactosa}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ día}}{4 \text{ lotes}} = 12.648 \frac{\text{kg lactosa}}{\text{lote}}$$

En la Figura 4.2 se esquematiza el proceso de mezclado de la lactosa, con los respectivos flujos de entrada y salida. La corriente F_2 es para el ajuste de pH y F_3 la corriente de salida del mezclador.

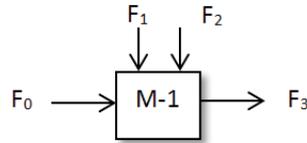


Figura 4.2 Diagrama mezclado de lactosa

En la Tabla 4.1 se señala el balance de masa para la etapa de mezclado de lactosa, donde M-1 es la composición del estanque previo al ajuste de pH.

Tabla 4.1 Balance de masa en estanque de mezclado

Composición	F_0 [kg/lote]	F_1 [kg/lote]	M-1 [kg/lote]
Lactosa	12.648	0	12.648
Agua	632	71.671	72.304
Total	13.280	71.671	84.952

4.3.1 | Densidad de la mezcla

Para determinar la densidad de una mezcla se utiliza la Ecuación 4.1:

$$\frac{1}{\rho_{mezcla}} = \sum \frac{X_i}{\rho_i} \quad \text{Ecuación 4.1}$$

Donde,

ρ_{mezcla} : Densidad de la mezcla, [kg/m³]

X_i : Fracción en peso del componente i

ρ_i : Densidad del componente i, [kg/m³]

La Tabla 4.2 señala la densidad de los compuestos para determinar las densidades de las corrientes de las operaciones posteriores.

Tabla 4.2 Densidades de los compuestos de interés en el balance masa

Compuesto	Densidad [kg/L]
Lactosa	1,53
Agua	1
Glucosa	1,54
Galactosa	1,72
Tagatosa	1,72
NaOH (40% p/p)	1,43

Para efectos de cálculo, la densidad de tagatosa se asume igual a la de galactosa. A modo de ejemplo, se realiza el cálculo de la densidad en el estanque de mezclado previo al ajuste de pH:

$$\frac{1}{\rho_{M-1}} = \frac{0,15}{1,53} + \frac{0,85}{1}$$

$$\rho_{M-1} = 1,055 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

Con la densidad de la mezcla en M-1 se puede obtener el volumen de líquido en el estanque de mezclado, siendo 80.523 [L].

4.3.2 | Ajuste de pH

La reacción de hidrólisis se produce a pH 7, condición óptima de operación para la β -galactosidasa de *K. lactis*. Se utiliza hidróxido de sodio para el ajuste de pH previo a la reacción, el cual se lleva a cabo mediante una solución al 40% (p/p). Este ajuste de pH se realiza en el estanque de mezclado, posterior a obtener la solución de lactosa 15% (p/p). En la Figura 4.3 se muestra un esquema del ajuste de pH.

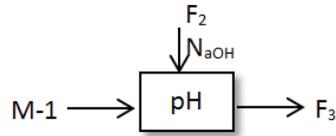


Figura 4.3 Ajuste de pH

Donde,

M-1: Cantidad de mezcla dentro del estanque de mezclado, [kg/lote]

F₂: Cantidad de NaOH a adicionar, [kg/lote]

C_{NaOH}: Concentración de hidróxido de sodio necesario para aumentar el pH, [M]

F₃: Corriente de salida del estanque de mezclado [kg/lote]

Considerando una base de cálculo de 100 [g] de solución de NaOH al 40%, y la densidad de esta, se obtiene un volumen de solución de NaOH de 69,93 [cm³].

$$C_{NaOH} = \frac{\text{masa NaOH}}{\text{volumen solución de NaOH}} = \frac{0,4 * 100[g]}{69,93 [cm^3]} * \frac{1000 [cm^3]}{1 [L]} = 572 [g/L]$$

Con el peso molecular del hidróxido de sodio se obtiene la concentración molar de la siguiente forma:

$$C_{NaOH}[M] = \frac{C_{NaOH} [g/L]}{PM_{NaOH}} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

Donde,

C_{NaOH}: Concentración de hidróxido de sodio necesario para aumentar el pH, [M]

C_{NaOH} [g/L]: Concentración de hidróxido de sodio necesario para aumentar el pH, 572 [g/L]

PM_{NaOH}: Peso molecular del hidróxido de sodio, 40 [g/g mol]

Reemplazando los valores en la Ecuación 4.2, se obtiene:

$$C_{NaOH}[M] = \frac{572 \left[\frac{g}{L} \right]}{40 \left[\frac{g}{gmol} \right]} = 14,3 [M]$$

La solución de lactosa resultante del mezclado tiene un pH de 5,3¹⁴, por consiguiente, la concentración de NaOH a adicionar para llevar el pH de 5,3 a 7, está definida por las siguientes ecuaciones:

$$[OH^-] = 10^{-pOH} \quad \text{Ecuación 4.3}$$

$$pH + pOH = 14 \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Luego, se realiza un balance a los $[OH^-]$:

$$M1 * 10^{-8,7} + F_2 * 14,3 = F_3 * 10^{-7} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

Se considera que la cantidad de NaOH a adicionar debe ser una pequeña cantidad, entonces $M-1 \cong F_3$. Por otra parte, en el estanque de mezclado hay 84.952 [kg/lote] de lactosa al 15% p/p (sección 4.3). Reemplazando estos valores en la Ecuación 4.5, se obtiene:

$$F_2 = \frac{84.952 \text{ [kg/lote]} * (10^{-7} - 10^{-8,7})[M]}{14,3 [M]} = 5,82 * 10^{-4}$$

En resumen, la Tabla 4.3 señala las corrientes de entrada y salida del estanque de mezclado, incluyendo el ajuste de pH.

Tabla 4.3 Balance de masa global al estanque de mezclado

Composición	F ₀ [kg/lote]	F ₁ [kg/lote]	F ₂ [kg/lote]	F ₃ [kg/lote]
Lactosa	12.648	0	0	12.648
Agua	632	71.672	3,49 * 10 ⁻⁴	72.304
NaOH	0	0	2,33 * 10 ⁻⁴	2,33 * 10 ⁻⁴
Total	13.280	71.672	5,82 * 10 ⁻⁴	84.952

¹⁴ Dato obtenido a través de experiencia de laboratorio

4.4 | REACTOR HIDRÓLISIS DE LACTOSA (R-1)

La hidrólisis de lactosa se realiza en un reactor por lote, el diagrama de esta etapa se presenta en la Figura 4.4. Donde las corrientes se representan en [kg/lote] de cada componente.

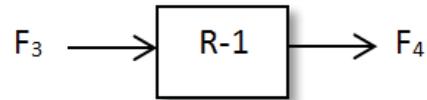


Figura 4.4 Diagrama hidrólisis de lactosa

La densidad de la corriente de entrada al reactor es 1,054 [kg/L], obteniendo un volumen de reacción por cada lote de:

$$V_{lote} = \frac{84.952 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1,054 \left[\frac{kg}{L} \right]} = 80.600 [L]$$

La concentración inicial de lactosa se calcula utilizando la Ecuación 4.6. Esta concentración será utilizada en el diseño de la etapa de hidrólisis en la sección 5.2.1.

$$[Lac_i] = \frac{\frac{F_{3,lactosa}}{PM_{lactosa}} * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{V_{lote}} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

Donde,

$[Lac_i]$: Concentración inicial de lactosa para un lote de reacción, [M]

$F_{3,lactosa}$: Cantidad de lactosa en corriente F_3 , [kg/lote]

$PM_{lactosa}$: Peso molecular de lactosa, 342 [g/g mol]

V_{lote} : Volumen en el lote, [L]

Al reactor ingresan 12.648 [kg/lote] de lactosa (F_2), lo que corresponde a

$$[Lac_i] = \frac{\frac{12.648 \text{ [kg/lote]}}{342 \text{ [g/gmol]}} * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{80.600 \text{ [L]}} = 0,459 \text{ M} = 459 \text{ [mM]}$$

Para el balance de masa de este equipo se considera, la generación de sólo dos productos; glucosa y galactosa, se supone poco significativa la producción de oligosacáridos como se menciona en el Capítulo 3. Así, los productos obtenidos se encuentran en cantidades equimolares (50% cada uno) respecto a la conversión de lactosa. Además se debe considerar que en este tipo de reacción se consume un mol de agua por mol de lactosa reaccionada. La masa molar de cada compuesto se calcula con la Ecuación 4.7.

$$moles_{lac,F_3} = \frac{masa_{lac,F_3}}{PM_{lac}} \quad \text{Ecuación 4.7}$$

Donde,

$moles_{lac,F_3}$: Moles de lactosa en la corriente F_3 , [mol]

$masa_{lac,F_3}$: Masa de lactosa en la corriente F_3 , [kg]

PM_{lac} : Peso molecular lactosa, 342 [g/g mol]

Reemplazando los respectivos valores en la Ecuación 4.7, se obtiene 36,98 [kg mol] de lactosa. A continuación, se esquematiza la reacción de hidrólisis con los respectivos reactantes y productos.

	Lactosa	→	Glucosa	+	Galactosa
Reactantes	36,98		-		-
Productos	36,98 - 36,98*X		+ 36,98*X		+ 36,98*X

Considerando una conversión del 90% de la lactosa, se obtiene que se consume 33,28 [kg mol] de lactosa, lo que corresponde a la misma cantidad de agua consumida al efectuarse la reacción. El agua debe ser transformada a unidades de masa para realizar el balance de masa; utilizando la Ecuación 4.7 se obtiene 599 [kg] de agua consumida.

Los resultados del balance de masa para el reactor de hidrólisis de lactosa se presentan en la Tabla 4.4. Cabe señalar que la masa de enzima es agregada a la corriente de salida del reactor (F_4), la que es calculada en la sección 5.3.2.

Tabla 4.4 Balance de masa reactor hidrólisis

Composición	F_3 [kg/lote]	F_4 [kg/lote]
Lactosa	12.648	1.265
Agua	72.304	71.705
β -galactosidasa	0	286
Glucosa	0	5.692
Galactosa	0	5.692
NaOH	$2,33 \cdot 10^{-4}$	$2,33 \cdot 10^{-4}$
Total	84.952	84.640

4.5 | INTERCAMBIADOR DE CALOR (IC-1)

En la Figura 4.5 se muestra el diagrama del intercambiador de calor 1:

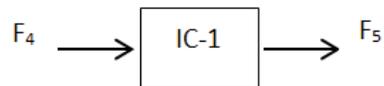


Figura 4.5 Intercambiador de calor 1

El primer intercambiador de calor es para inactivar la enzima proveniente de la hidrólisis de lactosa. En el equipo los flujos de la corriente fría y caliente no se contactan directamente, por lo que el balance de masa no es alterado siendo de igual magnitud la corriente de entrada y salida del intercambiador. En la Tabla 4.5 se señala la composición de la corriente de salida de este equipo.

Tabla 4.5 Composición corriente de salida IC-1

Composición	F ₅ [kg/lote]
Lactosa	1.265
Agua	71.705
β-galactosidasa	286
Glucosa	5.692
Galactosa	5.692
NaOH	2,33*10 ⁻⁴
Total	84.640

4.6 | ESTANQUE ECUALIZADOR (E-1)

En la Figura 4.6 se señala el balance de masa del ecualizador 1.

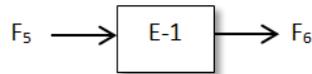


Figura 4.6 Balance de masa ecualizador 1

Dado que la hidrólisis de lactosa es un proceso discontinuo y las operaciones posteriores son en modo continuo, es necesario agregar un estanque ecualizador. Las composiciones de las corrientes de entrada y salida son las mismas, sólo que la de salida debe estar en [kg/h]. El flujo de salida del estanque ecualizador está dado por la Ecuación 4.8.

$$F_6 = \frac{F_5}{t_{rxn} + t_m} \quad \text{Ecuación 4.8}$$

Donde,

F_5 : Corriente de entrada estanque ecualizador, [kg/h]

F_6 : Corriente de salida estanque ecualizador, [kg/h]

t_{rxn} : Tiempo de reacción reactor de hidrólisis, [h]

t_m : Tiempo muerto, [h]

El tiempo de reacción de un lote de hidrólisis es 3 [h] (sección 5.3.2) y el tiempo muerto entre cada lote de reacción es 2,5 [h] (sección 4.3). Reemplazado los valores en la Ecuación 4.8 se obtiene:

$$F_6 = \frac{84.640 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{\frac{3[h] + 2,5[h]}{1 [lote]}} = 15.389 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Para evitar que se generen cavitaciones en la bomba de descarga, el estanque ecualizador nunca se debe vaciar. Entonces, cuando se inicia por primera vez el proceso, el flujo de salida del estanque debe ser sólo el 80% de F_6 , para así tener un diferencial de volumen disponible por eventuales problemas en el proceso.

En la Tabla 4.6 se señala la composición de la corriente de salida del ecualizador 1, expresado en [kg/h].

Tabla 4.6 Composición corriente de salida E-1

Composición	F_5 [kg/h]
Lactosa	230
Agua	13.037
β -galactosidasa	52
Glucosa	1.035
Galactosa	1.035
NaOH	$2,33 \cdot 10^{-4}$
Total	15.389

4.7 | CENTRÍFUGA DE DISCOS (CT-1)

Esta etapa tiene como objetivo separar la enzima β -galactosidasa para generar una corriente libre de proteínas. Como se observa en la siguiente Figura, el equipo tiene una corriente de entrada (F_6), una corriente libre de proteínas (F_7) y una rica en proteínas (F_8).

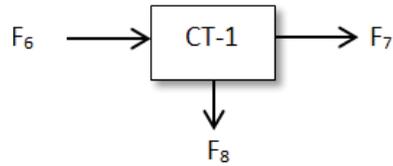


Figura 4.7 Diagrama centrífuga de discos

En el proceso de centrifugación se supondrá que se remueve el 100% de la enzima presente en la corriente de entrada, y además se considera que la corriente F_8 posee 70% de humedad, lo que equivale a un 30% de materia seca. La corriente rica en proteínas se puede determinar con la Ecuación 4.9.

$$F_8 = \frac{F_{8,\beta-gal}}{0,3} \quad \text{Ecuación 4.9}$$

Donde,

F_8 : Corriente rica en proteínas, [kg/h]

$F_{8,\beta-gal}$: Cantidad de β -galactosidasa en corriente en F_8 , [kg/h]

Reemplazando los valores en la Ecuación 4.9, se obtiene:

$$F_8 = \frac{52 \left[\frac{kg}{h} \right]}{0,3} = 173 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Por diferencia, se puede calcular la cantidad de agua en la corriente F_8 con la Ecuación 4.10.

$$F_{8,agua} = F_8 - F_{8,\beta-gal} \quad \text{Ecuación 4.10}$$

$$F_{8,agua} = 173 \left[\frac{kg}{h} \right] - 52 \left[\frac{kg}{h} \right] = 121 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Las corrientes de salida de la centrífuga se muestran en la Tabla 4.7; la corriente F_7 continúa en la línea principal del proceso, mientras que el flujo F_8 se elimina.

Tabla 4.7 Resultados flujos de salida centrífuga de discos

Composición	F7 [kg/h]	F8 [kg/h]
Lactosa	230	0
Agua	12.916	121
β -galactosidasa	0	52
Glucosa	1.035	0
Galactosa	1.035	0
NaOH	$2,33 \cdot 10^{-4}$	0
Total	15.216	173

4.8 | INTERCAMBIADOR DE CALOR (IC-2)

En la Figura 4.8 se muestra el diagrama del intercambiador de calor 2.



Figura 4.8 Diagrama de Intercambiador de calor 2

El segundo intercambiador de calor es para aumentar la temperatura a 60 °C, condición necesaria para entrar al separador cromatográfico con movimiento simulado (SMB-1). En el intercambiador de calor los flujos de la corriente fría y caliente no se contactan directamente, por lo que el balance de masa no es alterado siendo de igual magnitud la corriente de entrada y salida del intercambiador. La corriente de salida de este equipo se señala en la Tabla 4.8

Tabla 4.8 Corriente de salida IC-2

Composición	F ₉ [kg/h]
Lactosa	230
Agua	12.916
β-galactosidasa	0
Glucosa	1.035
Galactosa	1.035
NaOH	2,33*10 ⁻⁴
Total	15.216

4.9 | SEPARADOR CROMATOGRÁFICO CON MOVIMIENTO SIMULADO (SMB-1)

El balance de masa de este equipo consta de 4 flujos globales, dos entradas y dos salidas como se señala en la Figura 4.9.

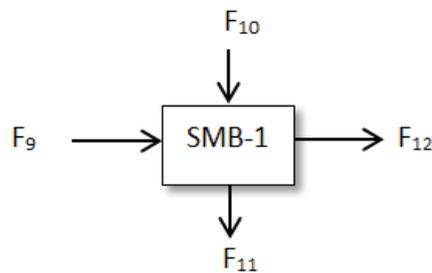


Figura 4.9 Diagrama SMB-1

Donde,

F₉: Flujo de alimentación proveniente de IC-2, [kg/h]

F₁₀: Flujo del eluyente (agua), [kg/h]

F₁₁: Flujo de refinado, [kg/h]

F₁₂: Flujo de extracto, [kg/h]

En la sección 5.8 se muestra en detalle el funcionamiento de este equipo, por tanto en esta sección se mostrarán las consideraciones necesarias para el balance de masa de esta operación unitaria. La

capacidad del adsorbente con respecto a los azúcares individuales decrece en el siguiente orden: tagatosa > galactosa > glucosa > lactosa, según lo mostrado en el capítulo 3.

Para el cálculo de los flujos de las corrientes, se utiliza como primera aproximación un sistema TMB, o cromatografía por lecho móvil real, la cual es un diseño ideal del sistema SMB que luego se adapta para poder ser utilizado en el proceso. El equipo consta de un total de 4 columnas, representando 4 zonas del sistema TMB ideal.

En el primer equipo de SMB se separa lactosa del resto de los monosacáridos. Para el balance de masa en el SMB se utilizan las expresiones propuestas por Nicoud, (2000).

$$Q_{sol} = \frac{Q_{alim}}{\frac{K_{glu}}{\beta} - K_{lac} * \beta} \quad \text{Ecuación 4.11}$$

$$Q_{ext}^{TMB} = Q_{sol} * \beta * (K_{glu} - K_{lac}) \quad \text{Ecuación 4.12}$$

$$Q_{ref}^{TMB} = Q_{sol} * \frac{(K_{glu} - K_{lac})}{\beta} \quad \text{Ecuación 4.13}$$

$$Q_I^{TMB} = Q_{sol} * \beta * K_{glu} \quad \text{Ecuación 4.14}$$

Además, por balance masa se pueden obtener el resto de las corrientes, de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

$$Q_{elu}^{TMB} = Q_{ext}^{TMB} + Q_{ref}^{TMB} - Q_{alim}^{TMB} \quad \text{Ecuación 4.15}$$

$$Q_{II}^{TMB} = Q_I^{TMB} - Q_{ext}^{TMB} \quad \text{Ecuación 4.16}$$

$$Q_{III}^{TMB} = Q_{II}^{TMB} + Q_{alim} \quad \text{Ecuación 4.17}$$

$$Q_{IV}^{TMB} = Q_I^{TMB} + Q_{elu}^{TMB} \quad \text{Ecuación 4.18}$$

Donde,

Q_{sol} : Flujo de sólidos aparente en el sistema, [L/h]

Q_{alim}^{TMB} : Flujo de alimentación al sistema TMB, [L/h]

Q_{ext}^{TMB} : Flujo de extracto que abandona el sistema, [L/h]

Q_{ref}^{TMB} : Flujo de refinado que abandona el sistema, [L/h]

Q_{elu}^{TMB} : Flujo de eluente alimentado al sistema, [L/h]

$Q_{I,II,III,IV}^{TMB}$: Flujos internos del sistema, [L/h]

K_{glu} : Constante de afinidad de galactosa por el adsorbente, 1,091

K_{lac} : Constante de afinidad de lactosa por el adsorbente, 0,8182

β : Factor de seguridad

El parámetro β se usa como un factor de seguridad y debe estar en un rango de $1 < \beta < 1,05$ (Nicoud, 2000); para este proceso se utiliza un valor de 1,03.

4.9.1 | Determinación de los flujos de un sistema SMB

Para estimar los flujos en cada zona (k) del SMB a partir de un TMB se utiliza la Ecuación 4.19:

$$Q_k^{SMB} = Q_k^{TMB} + \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} * Q_{sol} \quad \text{Ecuación 4.19}$$

Donde,

Q_k : Flujo de la corriente, [m³/h]

ε : Porosidad del lecho, 0,4 (Vaňková *et al.*, 2008)

Conociendo el flujo másico de entrada que proviene del equipo IC-2, y como ya fue calculada su densidad anteriormente se puede determinar Q_{alim} como:

$$Q_{alim} = \frac{F_g}{\rho} \quad \text{Ecuación 4.20}$$

$$Q_{alim} = \frac{15.216 [kg/h]}{1,061 [kg]} = 14.341 [L/h]$$

Luego, con este valor reemplazando en la Ecuación 4.11:

$$Q_{sol} = \frac{14.341 [L/h]}{\frac{1,091}{1,03} - 0,8182 * 1,03} = 66.247 [L/h]$$

De esta forma y reemplazando este valor desde la Ecuación 4.12 hasta la Ecuación 4.19 se pueden determinar todas las corrientes del sistema TMB y su respectivo SMB. A modo de ejemplo, se desarrolla el cálculo para la corriente Q.

$$Q_i^{TMB} = 66.247 \left[\frac{L}{h} \right] * 1,03 * 1,091 = 74.444 \left[\frac{L}{h} \right]$$

$$Q_i^{SMB} = 74.444 \left[\frac{L}{h} \right] + \frac{0,4}{1 - 0,4} * 66.247 = 118.609 \left[\frac{L}{h} \right]$$

Los resultados de todas las corrientes se muestran en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9 Flujos obtenidos de los sistemas TMB y SMB

Flujo [L/h]	TMB	SMB
Q_F	14.341	14.341
Q_{sol}	66.247	66.247
Q_{ext}	18.614	18.614
Q_{ref}	17.546	17.546
Q_{elu}	21.819	21.819
Q_i	74.444	118.609
Q_{II}	55.830	99.995
Q_{III}	70.171	114.336
Q_{IV}	52.625	96.790

4.9.2 | Composición de las corrientes

Como se mencionó anteriormente, el orden de adsorción decreciente de la resina es: galactosa > glucosa > lactosa. Por lo tanto, la mezcla de galactosa y glucosa salen por la corriente de extracto, mientras que la lactosa sale por la corriente de refinado.

Se debe escoger un número de platos teóricos donde se alcance una pureza del extracto del 99%. Utilizando el programa Wolfram Alpha Mathematica donde se simula el funcionamiento de un SMB; con 140 platos se alcanza dicha condición. El refinado se retira en el plato número 105 y el extracto en el 35 como representa en la Figura 4.10.

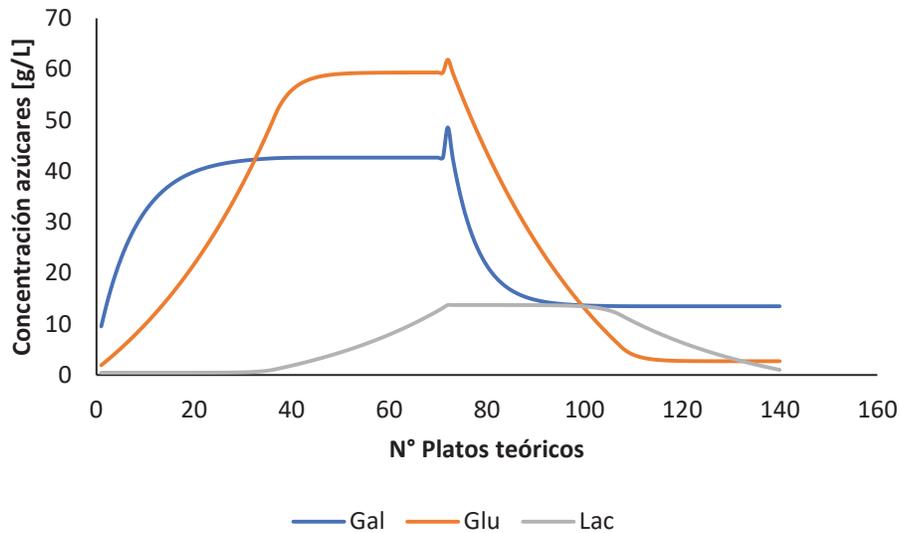


Figura 4.10 Número de platos teóricos requeridos

A partir de los datos mostrados en la Tabla 4.9 se puede determinar el flujo de eluente en F_{10} , considerando que éste es agua y su densidad es 1 [kg/L].

$$F_{10} = Q_{elu} * \rho_{elu}$$

$$F_{10} = 21.819 \left[\frac{L}{h} \right] * 1 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

$$F_{10} = 21.819 \left[\frac{kg}{h} \right] \text{ de agua}$$

Por otro lado, a pesar de que es posible calcular el agua total que abandona el sistema, no se tienen referencias claras sobre la proporción en la que está presente en cada corriente (extracto y refinado). Por ende, se requiere de un proceso iterativo para determinar la densidad de la corriente de refinado y así determinar F_{11} , por lo tanto, por diferencia se puede calcular la masa de agua en la corriente de extracto y así, F_{12} .

Para calcular la densidad de F_{11} , se toma como punto de partida de iteración la densidad de F_9 , así con los resultados de la Tabla 4.9 que muestra el flujo volumétrico de refinado y, conociendo la cantidad de lactosa, glucosa y galactosa se determina la cantidad de agua por diferencia. La masa de lactosa en F_{11} corresponde a un 99% de la masa de entrada al sistema SMB, mientras que el porcentaje

restante corresponde a galactosa y glucosa en la misma proporción. Así se procede con el siguiente proceso iterativo:

$$F_{11} = Q_{ref} * \rho_{F_9}$$

$$F_{11} = 17.546 \left[\frac{L}{h} \right] * 1.061 \left[\frac{kg}{L} \right] = 18.616 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{11,lactosa} = 0,99 * F_{9,lactosa} = 0,99 * 230 \left[\frac{kg}{h} \right] = 228 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{11,galactosa} = F_{11,glucosa} = \frac{0,01 * F_{11}}{2}$$

$$F_{11,galactosa} = F_{11,glucosa} = 93 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Con estos valores y desarrollando la Ecuación 4.1, se tiene:

$$\frac{1}{\rho'_{F_{11}}} = \frac{228}{18.616} + \frac{93}{18.616} + \frac{93}{18.616} + \frac{18.616 - 228 - 93 - 93}{18.616}$$

$$\rho'_{F_{11}} = 1,0035 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

Con esta nueva densidad se calcula el valor de F_{11} y luego se vuelve a recalcular la densidad, de acuerdo al ejemplo anterior. Se repite el proceso iterativo hasta tener un error de 0,0003% respecto a las densidades.

$$\rho_{F_{11}} = 1,0040 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

Ahora por diferencia se calcula la cantidad de agua en F_{11} , con lo que se determina F_{12} de acuerdo a:

$$F_{12} = F_9 + F_{10} - F_{11}$$

$$F_{12,galactosa} = 0,99 * F_{9,galactosa}; F_{12,glucosa} = 0,99 * F_{9,glucosa}$$

$$F_{12,lactosa} = F_{9,lactosa} - F_{11,lactosa}$$

Las corrientes de salida del equipo SMB se muestran en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10 Flujos de salida SMB-1

Composición [kg/h]	F ₁₁	F ₁₂
Lactosa	228	2
Agua	17.365	17.370
Glucosa	10	1.025
Galactosa	10	1.025
NaOH	$2,33 \cdot 10^{-4}$	0
Total	17.613	19.422

4.10 | SEPARADOR CROMATOGRÁFICO CON MOVIMIENTO SIMULADO (SMB-2)

La corriente de extracto que se obtiene del SMB-1 con alta cantidad de glucosa y galactosa ingresa a un segundo sistema SMB para remover la glucosa presente y obtener una corriente de galactosa pura.

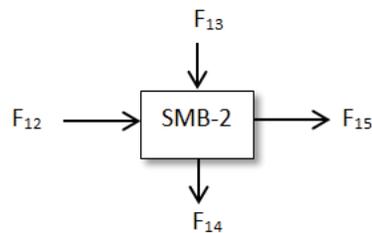


Figura 4.11 Diagrama SMB-2

Donde,

F₁₂: Flujo de alimentación proveniente de SMB-1, [kg/h]

F₁₃: Flujo del eluyente (agua), [kg/h]

F₁₄: Flujo de refinado, [kg/h]

F₁₅: Flujo de extracto, [kg/h]

Tal como se mostró en la sección 4.8, es necesario calcular la densidad del flujo de entrada para así obtener el flujo volumétrico en la alimentación.

$$Q_{alim} = \frac{F_{12}}{\rho_{F_{12}}}$$

$$\rho_{F_{12}} = 1,042 \left[\frac{kg}{L} \right]; Q_{alim} = 18.639 \left[\frac{L}{h} \right]$$

Como el objetivo es separar glucosa de galactosa, se utilizan las respectivas constantes de afinidad señaladas en la Tabla 3.4. La galactosa es el compuesto más afín a la resina y abandona la columna por la corriente de extracto; mientras que la glucosa es el compuesto menos afín, se pierde por la corriente de refinado junto con la porción de lactosa residual obtenida del sistema anterior.

El cálculo del sistema TMB y su equivalente SMB se realiza como se mostró en la sección 4.9. De este modo, con los datos de las constantes de afinidad mostradas en la Tabla 3.4 y el flujo de entrada F_{12} a este equipo, se obtiene los valores mostrados en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11 Flujos obtenidos del cálculo de los sistemas TMB y SMB-II

Flujo [L/h]	TMB	SMB
Q_F	18.639	18.639
Q_{sol}	166.136	166.136
Q_{ext}	31.144	31.144
Q_{ref}	29.356	29.356
Q_{elu}	41.861	41.861
Q_I	217.836	328.593
Q_{II}	186.692	297.449
Q_{III}	205.331	316.088
Q_{IV}	175.975	286.732

4.10.1 | Composición de las corrientes

El 99% de pureza en el extracto se consigue utilizando 500 platos, donde el refinado se retira en el plato número 375 y el extracto en el 125 como se observa en la Figura 4.12.

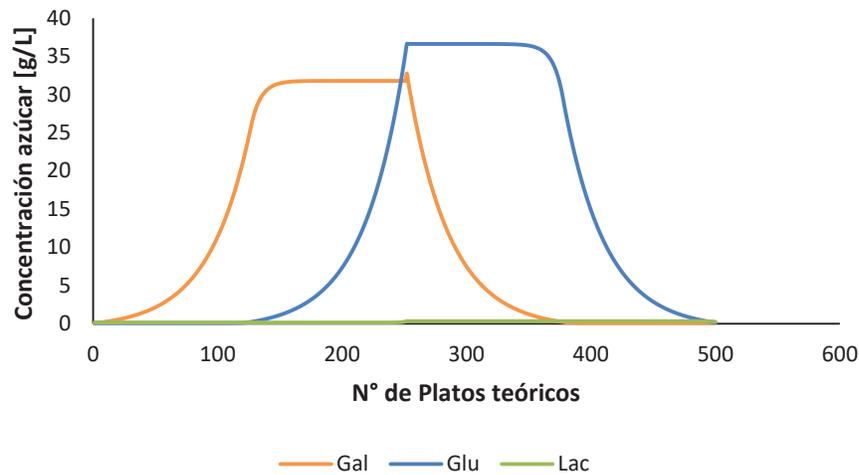


Figura 4.12 Número de platos requeridos

Se considera que se recupera el 99% de glucosa en la corriente de refinado, por lo tanto el porcentaje restante se va por la corriente de extracto junto con el 99% de la cantidad alimentada de galactosa. Para determinar la cantidad de agua del refinado y del extracto se necesita la densidad de F_{13} , por lo que se repite el proceso iterativo mostrado en la sección 4.9.2. Resultando un flujo de agua:

$$F_{13} = Q_{elu} * \rho_{elu} = 41.861 \left[\frac{L}{h} \right] * 1 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

$$F_{13} = 41.861 \left[\frac{kg}{h} \right] \text{ de agua}$$

Los resultados de la salida del sistema SMB-2 se muestran en la Tabla 4.12.

Tabla 4.12 Composición flujos de salida SMB-2

Composición	F ₁₄ [kg/h]	F ₁₅ [kg/h]
Lactosa	2	0
Agua	28.681	30.550
Glucosa	1.015	10
Galactosa	10	1.015
Total	29.708	31.575

4.11 | EVAPORADOR (EV-1)

Para poder ingresar al reactor de isomerización, la galactosa debe estar a una concentración de 300 [g/L]; a esta concentración se incrementa la producción de tagatosa dos veces más comparado a otras concentraciones (Lim *et al.*, 2008).

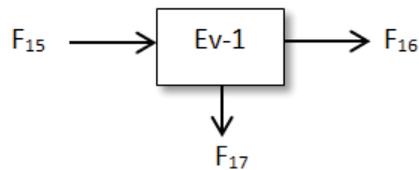


Figura 4.13 Diagrama Ev-1

Donde,

F₁₅: Flujo proveniente del extracto SMB-2, [kg/h]

F₁₆: Flujo de salida del evaporador, [kg/h]

F₁₇: Cantidad de agua a evaporar, [kg/h]

El cálculo de la cantidad de agua a evaporar se realiza, considerando un 27% p/p entre galactosa y glucosa a la salida del evaporador (porcentaje necesario para obtener la concentración requerida).

$$F_{16} = \frac{F_{16,masa\ seca}}{0,27}$$

$$F_{17} = F_{15} - F_{16}$$

Desarrollando la expresión:

$$F_{16} = \frac{1.025}{0,27} = 3.796 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Luego, el agua a evaporar:

$$F_{17} = 27.779 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La composición del flujo a la salida del evaporador se muestra en la Tabla 4.13.

Tabla 4.13 Composición flujo de salida de evaporador

Composición	F ₁₆ [kg/h]	F ₁₇ [kg/h]
Agua	2.771	27.779
Glucosa	10	0
Galactosa	1.015	0
Total	3.796	27.779

4.12 | ESTANQUE DE ALMACENAMIENTO (E-2)

En la Figura 4.14 se muestra un esquema del balance de masa del estanque E-2 con sus respectivas corrientes.

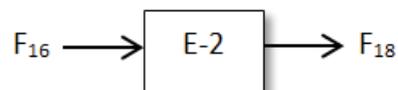


Figura 4.14 Balance de masa estanque almacenamiento

Donde,

F_{16} : Flujo entrada al estanque de almacenamiento, [kg/h]

F_{17} : Corriente de salida del estanque de almacenamiento [kg/lote]

Se considera un estanque de almacenamiento E-2 debido a que el reactor enzimático (R-2) a utilizar operará en modalidad por lotes, y previo a esto se tienen flujos expresados en [kg/h]. El tiempo de llenado del estanque de almacenamiento son 6,58 [h]; tiempo correspondiente a la duración promedio de un lote de isomerización (sección 4.13.1)

La composición de la corriente de salida del estanque de almacenamiento se señala en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14 Composición flujo de salida estanque almacenamiento

Composición	F_{18} [kg/lote]
Agua	18.233
Glucosa	66
Galactosa	6.679
Total	24.978

4.13 | REACTOR DE ISOMERIZACIÓN (R-2)

En esta etapa se lleva a cabo la reacción enzimática de isomerización en donde se produce tagatosa a partir de galactosa. En la Figura 4.15 se señala el diagrama de esta etapa, donde las corrientes se representan en [kg/lote] de cada componente.

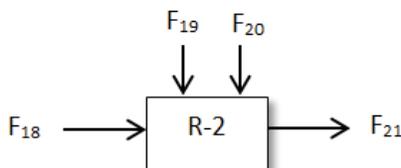


Figura 4.15 Diagrama reactor isomerización

Donde,

F_{18} : Corriente de entrada al reactor de isomerización, [kg/lote]

F_{19} : Corriente para ajuste de pH, [kg/lote]

F_{20} : Corriente de enzima inmovilizada, [kg/ciclo]

F_{21} : Corriente de salida de reactor de isomerización, [kg/lote]

4.13.1 | Determinación del número de lotes

El detalle de la determinación del número de lotes se encuentra en el Apéndice D. Utilizando la bomba correspondiente, se considera 2,5 horas para el llenado, vaciado y limpieza del reactor, por lo tanto, a cada tiempo de reacción hay que sumarle esas horas para determinar el tiempo de operación total de cada lote. Se denomina ciclo a los lotes realizados con el mismo biocatalizador, por ende, al término de cada ciclo, es necesario el reemplazo del biocatalizador, considerando un 50% de actividad residual como criterio de reemplazo. El resumen del número de lotes se encuentra en la Tabla 4.15.

Tabla 4.15 Resumen número de lotes

Parámetro	Valor
Lote/ciclo	93
Ciclo/año	13
Lote/año	1.209
Horas de reacción por ciclo	379,9
Horas de operación por ciclo	612,3
Horas promedio de operación por lote	6,58

4.13.2 | Corriente de entrada al reactor

La densidad de la corriente de entrada al reactor es 1,127 [kg/L], obteniendo un volumen de reacción por cada lote de:

$$V_{rxn} = \frac{24.978 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1,127 \left[\frac{kg}{L} \right]} = 22.163 [L/lote]$$

La concentración inicial de galactosa se calcula utilizando la Ecuación 4.21. Esta concentración será utilizada en el diseño del reactor de isomerización en la sección 5.11.1.

$$[Gal_i] = \frac{\frac{F_{18,galactosa}}{PM_{galactosa}} * 1000 \left[\frac{1000 g}{kg} \right]}{V_{lote}} \quad \text{Ecuación 4.21}$$

Donde,

$[Gal_i]$: Concentración inicial de galactosa para un lote de reacción, [M]

$F_{18,galactosa}$: Cantidad de galactosa en corriente F_{18} , [kg/lote]

$PM_{galactosa}$: Peso molecular de lactosa, 180 [g/g mol]

V_{lote} : Volumen en el lote, [L]

Al reactor ingresan 6.648 [kg/lote] de galactosa (F_{18}), lo que corresponde a:

$$[Gal_i] = \frac{\frac{6.679 [kg/lote]}{180 [g/gmol]} * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{22.163 [L]} = 1,674 M = 1.674 [mM]$$

4.13.3 | Ajuste de pH

El ajuste de pH para la reacción de isomerización, se lleva a cabo a un pH 7,5 para la arabinosa isomerasa de *Thermotoga neapolitana* (Lim *et al.*, 2008). Se utiliza hidróxido de sodio para el ajuste de pH previo a la reacción, el cual se lleva a cabo mediante una solución al 40% p/p. La cantidad de hidróxido de sodio a adicionar por lote de reacción se calcula utilizando la Ecuación 4.2, Ecuación 4.3 y Ecuación 4.4. Considerando que la solución de galactosa que ingresa al reactor de isomerización tiene un pH de 7,0 y la concentración de NaOH es 14,3[M] (sección 4.3.2) se realiza un balance a los [OH⁻]:

$$F_{18} * 10^{-7}[M] + F_{19} * 14,3[M] = F_{21} * 10^{-7}[M] \quad \text{Ecuación 4.22}$$

Se considera que la cantidad de NaOH a adicionar debe ser una pequeña cantidad, entonces $F_{18} \cong F_{21}$. Por otra parte, en el reactor de isomerización hay 24.978 [kg/lote] de solución (sección 4.13.2). Reemplazando estos valores en la Ecuación 4.5, se obtiene:

$$F_{19} = \frac{24.978 \text{ [kg/lote]} * (10^{-6,5} - 10^{-7})[M]}{14,3 \text{ [M]}} = 3,78 * 10^{-4} \left[\frac{\text{kg}}{\text{lote}} \right]$$

4.13.4 | Corriente de salida del reactor

En el balance de masa para la reacción de isomerización de galactosa, se tiene como producto sólo tagatosa. La conversión de galactosa a tagatosa en equilibrio reportada a 70°C es de 0,5 (Lim *et al.*, 2008), si se desea lograr el 90% de la conversión de equilibrio, se obtiene un grado de conversión de galactosa a tagatosa de un 45%.

Los resultados del balance de masa teórico para esta reacción se presentan en la Tabla 4.16.

Tabla 4.16 Composición corriente de salida R-2

Composición	F_{21} [kg/lote]
Agua	18.233
Glucosa	66
Galactosa	3.673
Tagatosa	3.006
NaOH	$1,5 \cdot 10^{-4}$
Total	24.978

4.14 | ESTANQUE ECUALIZADOR (E-3)

En la Figura 4.16 se señala el balance de masa del ecualizador 2.



Figura 4.16 Balance de masa ecualizador 2

Las consideraciones explicadas en el ecualizador anterior (sección 4.6) son igualmente válidas para este equipo. Para transformar de [kg/lote] a [kg/h], se considera que un lote tiene una duración promedio de 6,58 [h], incluyendo los tiempos muertos de cada lote (sección 4.13.1). En la Tabla 4.17 se señala la composición de la corriente de salida del ecualizador, expresado en [kg/h].

Tabla 4.17 Composición corriente de salida E-3

Composición	F ₂₂ [kg/h]
Agua	2.771
Glucosa	10
Galactosa	558
Tagatosa	457
NaOH	2,27*10 ⁻⁵
Total	3.796

4.15 | SEPARADOR CROMATOGRÁFICO CON MOVIMIENTO SIMULADO (SMB-3)

El flujo obtenido del ecualizador ingresa a un SMB-3 para remover la galactosa presente, y así obtener una corriente de tagatosa pura.

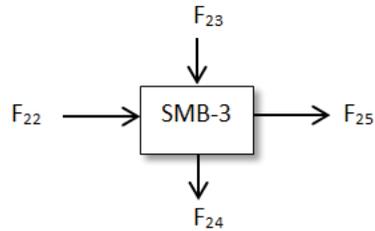


Figura 4.17 Diagrama SMB-3

Donde,

F₂₂: Flujo de alimentación proveniente de E-3, [kg/h]

F₂₃: Flujo del eluente (agua), [kg/h]

F₂₄: Flujo de refinado, [kg/h]

F₂₅: Flujo de extracto, [kg/h]

Tal como se mostró en la sección 4.9, es necesario calcular la densidad del flujo de entrada para así obtener el flujo volumétrico en la alimentación.

$$Q_{alim} = \frac{F_{22}}{\rho_{F_{22}}}$$

$$\rho_{F_{22}} = 1,127 \left[\frac{kg}{L} \right]; Q_{alim} = 3.368 \left[\frac{L}{h} \right]$$

Como el objetivo es separar galactosa de la tagatosa, se utilizan las respectivas constantes de afinidad señaladas en la Tabla 3.4. La tagatosa es el compuesto más afín a la resina y abandona la columna por la corriente de extracto, mientras que la galactosa es el compuesto menos afín, se pierde por la corriente de refinado junto con la porción de glucosa residual obtenida del sistema anterior.

El cálculo del sistema TMB y su equivalente SMB se realiza como se mostró en la sección 4.9. De este modo, con los datos de las constantes de afinidad y el flujo de entrada F_{22} a este equipo, se construye la Tabla 4.18.

Tabla 4.18 Flujos obtenidos del cálculo de los sistemas TMB y SMB

Flujo [L/h]	TMB	SMB
Q_F	3.368	3.368
Q_{sol}	6.212	6.212
Q_{ext}	4.069	4.069
Q_{ref}	3.836	3.836
Q_{elu}	4.537	4.537
Q_I	8.145	12.286
Q_{II}	4.076	8.217
Q_{III}	7.444	11.585
Q_{IV}	3.608	7.749

4.15.1 | Composición de las corrientes

Se considera que se recupera el 99% de galactosa en la corriente de refinado, por lo tanto parte de ésta se va por la corriente de extracto junto con el 99% de la cantidad de tagatosa alimentada. Para

determinar la cantidad de agua del refinado y del extracto se necesita la densidad de F_{23} , por lo que se repite el proceso iterativo mostrado en la sección 4.9.2. Resultando un flujo de agua:

$$F_{23} = Q_{elu} * \rho_{elu} = 4.537 \left[\frac{L}{h} \right] * 1 \left[\frac{kg}{L} \right]$$

$$F_{23} = 4.537 \left[\frac{kg}{h} \right] \text{ de agua}$$

Los resultados de la salida del sistema SMB-3 se muestran en la Tabla 4.19. En los próximos equipos se considera despreciable la corriente de galactosa.

Tabla 4.19 Composición flujos de salida SMB-3

Composición	F_{24} [kg/h]	F_{25} [kg/h]
Agua	3.506	3.802
Glucosa	10	0
Galactosa	552	6
Tagatosa	5	452
NaOH	$2,27 * 10^{-5}$	0
Total	4.073	4.260

4.16 | EVAPORADOR (EV-2)

La corriente proveniente del SMB-3 (F_{25}) se junta con la corriente recirculada de la centrifuga de canasto (F_{29}), obteniendo la corriente de entrada al evaporador (F_{25}'). El diagrama de esta etapa se presenta en la Figura 4.18.

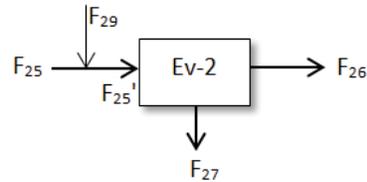


Figura 4.18 Diagrama Ev-2

Donde,

F_{25} : Flujo proveniente del SMB-III, [kg/h]

F_{29} : Flujo proveniente de la centrifuga de canasto, [kg/h]

F_{25}' : Flujo de entrada al evaporador, [kg/h]

F_{26} : Flujo de salida del evaporador, [kg/h]

F_{27} : Cantidad de agua a evaporar, [kg/h]

En el segundo evaporador se desea obtener una solución sobresaturada para así poder cristalizar la tagatosa, lo que se llevará a cabo logrando un producto final de 75% p/p. Para el balance de este equipo se considera que ya se ha realizado la primera recirculación. Al considerar lo anterior, se obtiene desde la centrifuga (sección 4.18):

$$F_{29,agua} = 176 \text{ [kg/h]}$$

$$F_{29,tagatosa} = 104 \text{ [kg/h]}$$

Con los datos calculados, se puede obtener el flujo de entrada de cada compuesto al evaporador con la siguiente ecuación:

$$F'_{25,i} = F_{25,i} + F_{29,i} \quad \text{Ecuación 4.23}$$

Donde,

$F'_{25,i}$: Compuesto i en la corriente de entrada al evaporador, [kg/h]

$F_{25,i}$: Compuesto i en la corriente de salida del SMB-III, [kg/h]

$F_{29,i}$: Compuesto i en la corriente de salida de la centrifuga de canasto, [kg/h]

Como ejemplo de cálculo se realiza el balance del agua:

$$F'_{25,agua} = 3.802 \left[\frac{kg}{h} \right] + 176 \left[\frac{kg}{h} \right] = 3.978 [kg/h]$$

$$F'_{25,tagatosa} = 556 [kg/h]$$

$$F'_{25} = 4.534 [kg/h]$$

El cálculo de la cantidad de agua a evaporar se realiza, considerando un 75% p/p de tagatosa a la salida del evaporador.

$$F_{26} = \frac{F_{26,masa\ seca}}{0,75}$$

$$F_{27} = F_{25} - F_{26}$$

Desarrollando la expresión:

$$F_{26} = \frac{556}{0,75} = 741 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Luego, el agua a evaporar:

$$F_{27} = 3.793 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La composición del flujo a la salida del evaporador se muestra en la Tabla 4.20.

Tabla 4.20 Composición flujo de salida de evaporador

Composición	F_{26} [kg/h]	F_{27} [kg/h]
Agua	185	3.793
Tagatosa	556	0
Total	741	3.793

4.17 | CRISTALIZADOR (C-1)

La corriente de producto destinada a cristales de tagatosa entra a un cristalizador continuo. El desarrollo del balance de masa de este equipo se basa de Tejada *et al.*, (1995). El diagrama de este equipo se señala en la Figura 4.19.

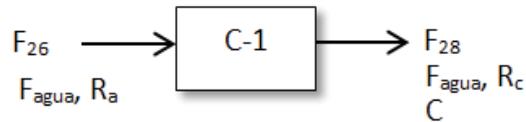


Figura 4.19 Diagrama C-1

Donde,

F_{26} : Corriente de entrada al cristalizador, [kg/h]

F_{agua} : Flujo másico de agua en alimentación, [kg/h]

R_a : Masa de tagatosa por masa de agua en alimentación

F_{28} : Corriente cristales en suspensión, [kg/h]

R_c : Masa de tagatosa disuelta en masa de agua en la solución de salida

C : Flujo másico de cristales, [kg/h]

La fracción de masa de soluto disuelto en la salida del cristalizador (R_c), es la solubilidad del soluto en el solvente (agua) a la temperatura de operación. La solubilidad reportada de tagatosa en agua a 20 °C es 58 [g] de soluto en 100 [g] de agua (CJ Cheiljedang, 2017). Obteniendo así:

$$R_c = \frac{58 [g_{\text{tagatosa}}]}{100 [g_{\text{agua}}]} = 0,58$$

Además se conoce las condiciones de entrada del equipo:

$$F_{26, \text{agua}} = 185 [kg/h]$$

$$R_a = \frac{185 [kg/h]}{556 [kg/h]} = 3$$

El balance de soluto (tagatosa) está dado por la Ecuación 4.24:

$$F_{26,agua} * R_a = C + F_{28,agua} * R_c \quad \text{Ecuación 4.24}$$

El balance de solvente (agua) está dado por Ecuación 4.25:

$$F_{26,agua} = F_{28,agua} = 185 \text{ [kg/h]} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

El rendimiento de este equipo está dado por:

$$Rend = \frac{R_a - R_c}{R_a} \quad \text{Ecuación 4.26}$$

Reemplazando los valores en las ecuaciones anteriores, se obtiene:

$$C = 448 \text{ [kg/h]}$$

$$Rend = 80,7\%$$

Los cristales formados se encuentran en una suspensión junto con la tagatosa no cristalizada (licor madre). La corriente de salida del cristalizador se resume en la Tabla 4.21, si bien es sólo una corriente, se muestran los flujos de tagatosa en forma de licor madre y cristales, donde el total de F_{30} es la suma de los 3 flujos presentados:

Tabla 4.21 Corriente de salida del cristalizador

F₃₀ [kg/h]	Licor madre	Cristales
Tagatosa	108	448
Agua	185	
Total	741	

4.18 | CENTRÍFUGA DE CANASTO (CT-2)

La centrífuga de canasto se utiliza para separar los cristales del licor madre. Este último al contener tagatosa en solución, se recircula al evaporador (Ev-2). El diagrama de este equipo se presenta en la Figura 4.20.

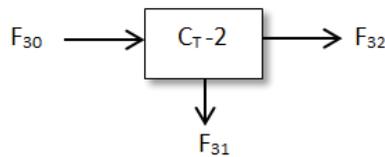


Figura 4.20 Diagrama CT -2

Donde,

F_{28} : Flujo proveniente del cristizador, [kg/h]

F_{29} : Cantidad de licor madre a recircular, [kg/h]

F_{30} : Cantidad de cristales de tagatosa, [kg/h]

Se considera que los cristales de tagatosa salen de la centrífuga con 1% de humedad (Cutz, 2004). Al sobrepasar este porcentaje de humedad se puede producir aglomeración de los cristales. Con la Ecuación 4.27 se calcula la cantidad de agua que poseen los cristales de tagatosa.

$$F_{30,agua} = \frac{F_{28} * 0,01}{0,99} = 5 [kg/h] \quad \text{Ecuación 4.27}$$

Donde,

F_{28} : Cantidad de cristales que entran a la centrífuga, [kg/h]

Luego, por diferencia se calcula la cantidad de agua que compone el líquido madre que será recirculado. En la Tabla 4.22 se muestran las composiciones de las corrientes de salida de la centrífuga.

Tabla 4.22 Corrientes de salida de la centrífuga

Composición	F ₂₉ [kg/h]	F ₃₀ [kg/h]
Agua	180	5
Tagatosa	108	448
Total	288	453

4.19 | SECADOR ROTATORIO (SR-1)

La tagatosa se seca para obtener un producto con características de humedad adecuadas y que son necesarias para su conservación. En la Figura 4.21 se muestra el diagrama de este equipo.

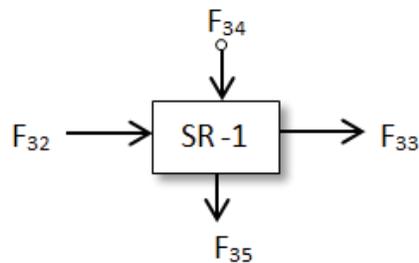


Figura 4.21 Diagrama S-1

Donde,

F₃₀: Corriente de alimentación del secador, [kg/h]

F₃₁: Corriente de cristales secos, [kg/h]

F_{32,33}: Flujo de aire a la entrada y salida respectivamente, [kg/h]

Los cristales a la salida del secador tienen una humedad de 0,2% en base seca (FDA, 2010). Por lo que se cumple lo siguiente:

$$F_{31} = \frac{F_{30,tagatosa}}{0,998} = \frac{448}{0,998} = 449 \text{ [kg/h]}$$

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

$$F_{agua} = F_{30} - F_{31} = 4 \text{ [kg/h]}$$

La cantidad de aire que entra al proceso (F_{34}) depende de la temperatura y la humedad absoluta que tenga, y va a estar determinado por la cantidad de agua a evaporar. En la sección 5.19 del balance de energía se detallan los flujos obtenidos de aire en el proceso. La calidad final del producto se presenta en la Tabla 4.23.

Tabla 4.23 Composición final cristales de tagatosa

Composición	F_{31} [kg/h]
Agua	1
Tagatosa	448
Total	449

El agua evaporada por su parte se traspa al aire de acuerdo a la Ecuación 4.28.

$$F_{33} = F_{agua} + F_{32} \quad \text{Ecuación 4.28}$$

Para el balance de masa del aire utilizado en esta operación unitaria se utilizan las propiedades del aire promedio en Coronel presentadas en la Tabla 4.24.

Tabla 4.24 Propiedades del aire a condiciones promedio en Coronel

Propiedad	Valor	Unidad
Temperatura	13,9	°C
Entalpía	7,88	[kcal/kg aire seco]
Volumen específico	0,821	[m ³ /kg aire seco]
Humedad absoluta	0,0073	[kg agua/kg aire seco]
Humedad relativa	75%	

Este aire es calentado hasta 90 °C, saliendo luego a 32 °C del proceso. Con estos datos y la Carta Psicrométrica presentada en el Apéndice E se calcula en la sección 5.18 la humedad absoluta a la entrada y salida, resultando en 0,0073 [kg agua/kg aire seco] y 0,022 [kg agua/kg aire seco] respectivamente. Con estas humedades y el flujo de aire de 512 [kg aire/h] calculado en la misma sección se realiza el balance de masa al aire como:

$$F_{32} = 512 \left[\frac{\text{kg aire}}{\text{h}} \right] + 512 \left[\frac{\text{kg aire}}{\text{h}} \right] * 0,0073 \left[\frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire}} \right] = 515,74 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$F_{33} = 515,74 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] + 4 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 519,74 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Los resultados del balance de masa del aire se presentan en la Tabla 4.25

Tabla 4.25 Balance de masa al aire en secador

Composición	F ₃₂ [kg/h]	F ₃₃ [kg/h]
Agua	1	4
Aire	448	515,74
Total	449	519,74

El secado es la última operación unitaria de este proceso, luego de esto los cristales de tagatosa serán inmediatamente envasados en sacos de 25 [kg], con el fin de evitar contacto con la humedad de la atmósfera.

REFERENCIAS

- Cheiljedang, C. (2017). Tagatose is a functional sweetener naturally occurring, very similar to sugar. Retrieved in 2017, from CJ Cheiljedang: <http://www.cjingredient.com/product/tagatose.asp>.
- Cutz, L. (2004). Determinación de la pérdida de azúcar por exceso de lavado en una centrífuga semiautomática . Recuperado el 2017, de Universidad de San Carlos de Guatemala: http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0899_Q.pdf
- FDA. (2010). GRAS exemption claim for D-tagatose as an ingredient in foods. In: U.S. Food & Drug Administration (online). Retrieved in 2017: <https://www.fda.gov/downloads/Food/IngredientsPackagingLabeling/GRAS/NoticeInventory/ucm269560.pdf>
- Lim, B., Kim, H., & Oh, D. (2008). Tagatose production with pH control in a stirred tank reactor containing immobilized L-Arabinose isomerase from *Thermotoga neapolitana*. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 149: 245–253.
- Nicoud, R. M. (2000). Simulated moving-bed chromatography for biomolecules. *Separation Science and Technology* 2: 475-509.
- Tejeda, A., Montesinos, R., & Guzmán, R. (1995). Cristalización. En *Bioseparaciones*. Pp. 665-743. México: Unison.
- Vaňková, K., Onderková, Z., Antošová, M., & Polakovič, M. (2008). Design and economics of industrial production of fructooligosaccharides. *Chemical Papers* 62: 375–388.

5 | **BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DE EQUIPOS**

En el presente capítulo se desarrollaran los balances de energía a cada operación del proceso; además se seleccionarán los equipos y se hará el diseño correspondiente a cada uno para cumplir con las tareas de producción. Junto con lo anterior, se realizará el diseño de las bombas necesarias para mover los flujos dentro del proceso, como también se analizarán los equipos de transferencia de calor para diseñar las redes de aguas necesarias para enfriar y calentar los procesos según los requerimientos energéticos, para así lograr minimizar los costos mediante un análisis de eficiencia energética.

Como se puede apreciar, este capítulo es fundamental para la posterior evaluación económica del proyecto, ya que involucra las decisiones de diseño de planta y líneas de proceso, las que influyen directamente con la calidad de realización del proceso.

El diagrama de flujo de la planta productora de tagatosa se presenta en la Figura 5.1.

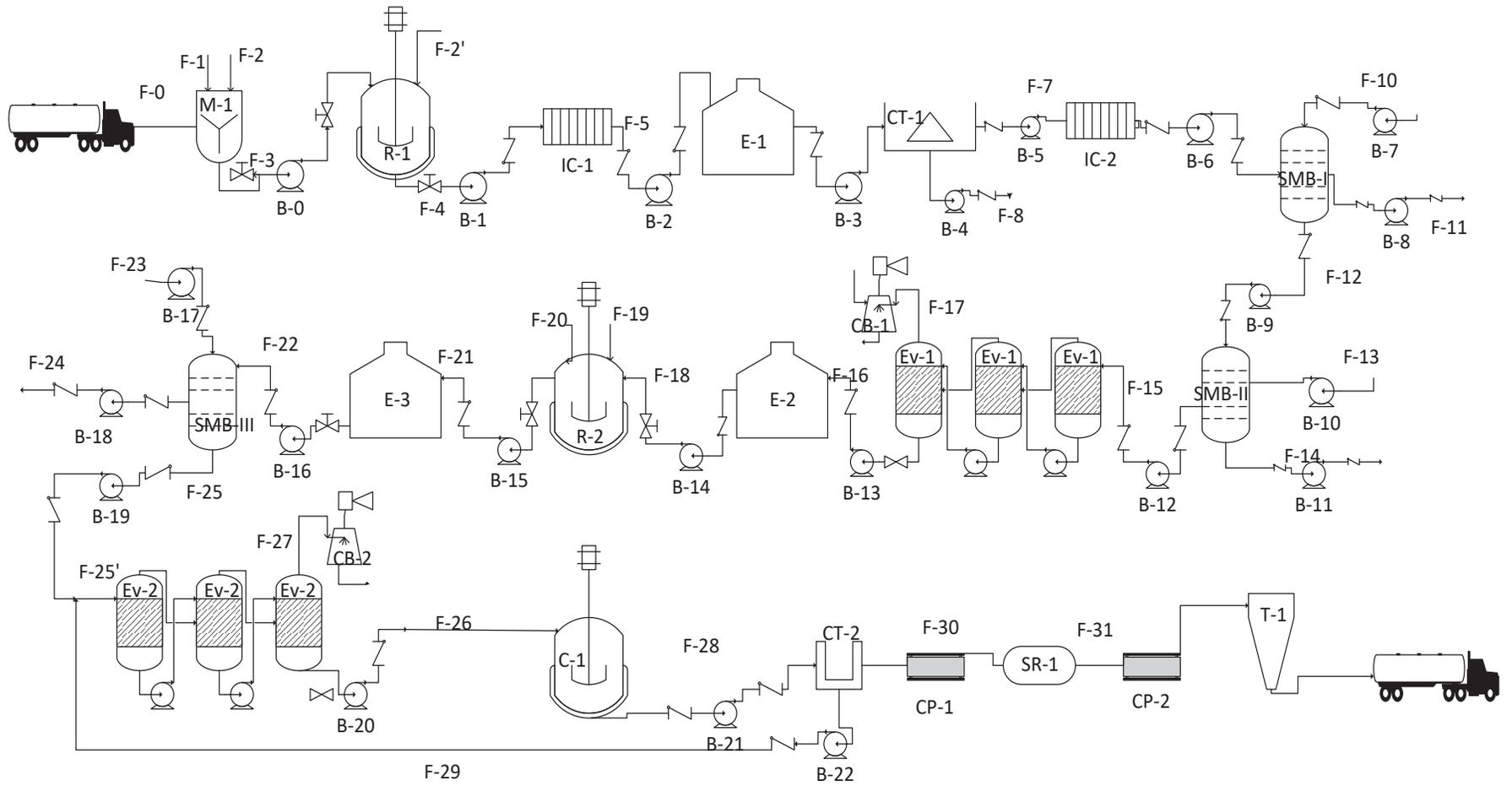


Figura 5.1 Diagrama de flujo de planta de producción de tagatosa

5.1 | BODEGA DE ALMACENAMIENTO

La materia prima a utilizar en la manufactura de tagatosa corresponde a la lactosa que se encuentra contenida en sacos de polietileno. Esta será almacenada en una bodega a menos de 25 °C y bajo una humedad relativa del 75% por recomendación del fabricante. Además es preferible que dicha bodega esté lejos de materiales aromáticos.

5.1.2 | Diseño bodega de almacenamiento

La bodega de almacenamiento se diseña en base a la materia prima necesaria para una semana de producción. Además, se debe considerar la cantidad de enzima requerida para llevar a cabo las reacciones enzimáticas durante los siete días.

Cada lote de hidrólisis enzimática requiere de 12.648 [kg] de lactosa monohidratada. Durante un día de operación se van a realizar 4 lotes, por lo tanto la cantidad de materia prima que se debe almacenar en la bodega durante una semana corresponde a:

$$\text{Lactosa requerida} = 12.648 \left[\frac{\text{kg}}{\text{lote}} \right] * 4 \left[\frac{\text{lotes}}{\text{día}} \right] * 7 \left[\frac{\text{días}}{\text{semana}} \right] = 354.144 \left[\frac{\text{kg}}{\text{semana}} \right]$$

La cantidad de β -galactosidasa necesaria para realizar un lote de hidrólisis enzimática corresponde a 286 [kg], por lo tanto en una semana se necesitan:

$$\beta - \text{galactosidasa requerida} = 286 \left[\frac{\text{kg}}{\text{lote}} \right] * 4 \left[\frac{\text{lotes}}{\text{día}} \right] * 7 \left[\frac{\text{días}}{\text{semana}} \right] = 8.008 \left[\frac{\text{kg}}{\text{semana}} \right]$$

Se requieren de 421 [kg] de L-arabinosa isomerasa inmovilizada para realizar un ciclo en la reacción de isomerización enzimática, lo que equivale a 95 lotes de operación. A su vez, un ciclo es equivalente a 379,79[h] de reacción enzimática y considerando las horas de carga, descarga y lavado se tiene un total de 613 [h] de operación total.

$$\text{Tiempo de utilización de AI inmovilizada} = 613[h] * \frac{1}{24} \left[\frac{\text{día}}{h} \right] = 25,5[\text{días}]$$

La reposición de la enzima inmovilizada se realiza considerando que se va a utilizar durante 25 días, por lo tanto la cantidad a almacenar durante ese tiempo corresponde a:

$$L - \text{AI inmovilizada requerida} = 421 \left[\frac{kg}{\text{ciclo}} \right]$$

Se desconocen las dimensiones de los recipientes que contienen a la materia prima y a las enzimas, por lo que se hace una aproximación del espacio útil que van a utilizar. Para esto se calcula el volumen ocupado por los suministros con las densidades correspondientes en cada caso, al no contar con datos de la densidad de la arabinosa isomerasa inmovilizada se considera igual que para la β -galactosidasa.

$$V_{lac,bodega} = 354.144[kg] * \frac{1}{1.530} \left[\frac{m^3}{kg} \right] = 232 [m^3]$$

$$V_{\beta-gal,bodega} = 8.008[kg] * \frac{1}{1.150} \left[\frac{m^3}{kg} \right] = 7 [m^3]$$

$$V_{AI\ inm,bodega} = 421[kg] * \frac{1}{1.150} \left[\frac{m^3}{kg} \right] = 0,37 [m^3]$$

$$V_{\text{útil bodega}} = 232 [m^3] + 7 [m^3] + 0,37 [m^3] = 239,37 [m^3]$$

Una vez calculado la aproximación del volumen utilizado por los insumos se procede a dimensionar el espacio que van a ocupar de acuerdo a las siguientes consideraciones:

- Los envases que contienen la materia prima y a las enzimas soluble e inmovilizada serán apiladas en estanterías con el fin de disminuir el espacio utilizado en el suelo.
- Se diseñan caminos para que las grúas horquilla puedan moverse sin problemas para acomodar y quitar los suministros apilados, de igual manera, se considera el flujo de personas que transitan dentro de la bodega para no afectar su seguridad.
- Se considera un altura de 4 [m] máxima para apilar la materia prima e insumos.

- En consideración a lo anterior, se estima una bodega de 235 m² para que tenga espacio suficiente para el desplazamiento de las grúas, de personas y posibles reparaciones.

5.2 | ESTANQUE MEZCLADO DE LACTOSA (M-1)

La etapa de mezclado consiste en proporcionar una solución de lactosa a una concentración de 15% en peso; posteriormente se va a agregar una solución de hidróxido de sodio (NaOH) de concentración 40%, con el fin de aumentar el pH de la solución hasta 7. Como fue mencionado en el balance de masa, la cantidad necesaria para realizar la hidrólisis enzimática corresponde a 12.648 [kg/lote] de lactosa monohidratada; 72.304 [kg/lote] de agua y por último 0,00032 [kg/lote] de hidróxido de sodio.

5.2.1 | Cálculo dimensiones estanque de mezclado

Las dimensiones del estanque de acondicionamiento se calculan a partir de la cantidad de lactosa, agua y NaOH necesarios para llevar a cabo un lote en la etapa de hidrólisis, en base a esto el volumen del mezclador se calculará de acuerdo a la Ecuación 5.1.

$$V_{M_1} = \frac{F_{lac}}{\rho_{lac}} + \frac{V_{agua}}{\rho_{agua}} + \frac{F_{NaOH}}{\rho_{NaOH}} \quad \text{Ecuación 5.1}$$

Donde,

V_{M_1} : Volumen útil del mezclador, [m³/lote]

F_{lac} : Corriente de entrada de lactosa al mezclador, [kg/lote]

V_{agua} : Corriente de entrada de agua al mezclador, [kg/lote]

F_{NaOH} : Corriente de entrada de NaOH al mezclador, [kg/lote]

$\rho_{lac}, \rho_{agua}, \rho_{NaOH}$: Densidad de la lactosa, agua y NaOH respectivamente, dentro del mezclador, [kg/m³]

Reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.1, se desprecia la cantidad de hidróxido de sodio por ser irrelevante, por lo tanto el volumen útil del mezclador es:

$$V_{M_1} = \frac{12.648 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1.530 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} + \frac{72.304 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1.000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} = 80,6 \left[\frac{m^3}{lote} \right]$$

Para realizar el diseño del estanque de mezclado se va a considerar una estructura cilíndrica con cabezas elípticas tanto en el fondo como en el tope, además las dimensiones que se van a suponer se muestran en la Figura 5.2.

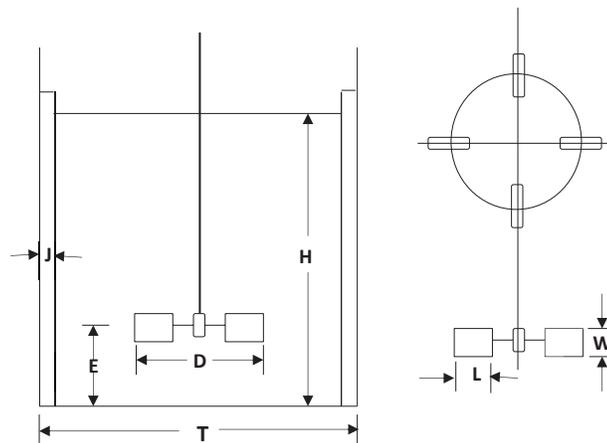


Figura 5.2 Dimensiones para diseño de estanque de mezclado

El volumen total del mezclador y el volumen útil del estanque estarán dados por la Ecuación 5.2 y Ecuación 5.3, respectivamente.

$$V_{total} = V_{\acute{u}til} + V_{cabeza} \quad \text{Ecuación 5.2}$$

Donde,

V_{total} : Volumen total del estanque de almacenamiento, [m³]

$V_{\acute{u}til}$: Volumen utilizado por la materia prima, [m³]

V_{cabeza} : Volumen del fondo del estanque, [m³]

$$V_{\text{útil}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{fondo}} \quad \text{Ecuación 5.3}$$

Para el cálculo del volumen del cilindro se considera la constante k , definida como la relación que existe entre la altura y el diámetro del estanque (H/T).

$$V_{\text{cilindro}} = \frac{\pi * T^2 * H}{4} = \frac{\pi * k * T^3}{4} \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Por su parte el volumen del fondo puede calcularse como:

$$V_{\text{fondo}} = \frac{\pi * T^3}{24} \quad \text{Ecuación 5.5}$$

Reemplazando las ecuaciones antes descritas, el volumen útil del estanque de almacenamiento queda determinado por:

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi * k * T^3}{4} + \frac{\pi * T^3}{24} = \frac{\pi * T^3}{4} * \left(k + \frac{1}{6} \right) \quad \text{Ecuación 5.6}$$

Las proporciones recomendadas para el diseño del mezclador de la Figura 5.2 corresponden a las que se muestran en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1 Razones típicas de los parámetros de diseño del mezclador (McCabe *et al.*, 1998)

Razón	Valor
D/T	1/3
H/T	1
J/T	1/12
E/D	1
W/D	1/5
L/D	1/4

Considerando que el valor útil del mezclador corresponde a 80,6 [m³] y que el valor de la constante k=1, se calcula el valor del diámetro del estanque a través de la Ecuación 5.6:

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi * T^3}{4} * \left(1 + \frac{1}{6}\right) = \frac{7 * \pi * T^3}{24}$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{80,6 * 24}{7 * \pi}} = 4,44 \text{ [m]}$$

A partir del diámetro del estanque, se pueden calcular las dimensiones restantes del mezclador, las que se presentan a continuación:

Tabla 5.2 Resumen dimensiones estanque de mezclado

Parámetro	Unidad	Valor
T	[m]	4,44
D	[m]	1,48
H	[m]	4,44
J	[m]	0,37
E	[m]	1,48
W	[m]	0,29
L	[m]	0,37
V _{útil}	[m ³]	80,6
V _{cabeza}	[m ³]	11,51
V _{fondo}	[m ³]	11,51
V _{total}	[m ³]	92,11

5.2.2 | Cálculo de potencia de agitación del estanque de mezclado

Para llevar a cabo el mezclado de la lactosa se va a considerar una suspensión completa de los sólidos, la que considera que todas las partículas están suspendidas fuera del fondo del tanque o bien permanecen sobre el fondo durante uno o dos segundos. Al alcanzar esta condición, generalmente

habrá gradientes de concentración en la suspensión y puede existir una región de líquido claro cerca de la parte superior del tanque. El gradiente en la concentración de sólido tendrá poco efecto sobre el funcionamiento del mezclador y el coeficiente de transferencia de materia no aumentará en mayor proporción al aumentar la velocidad de giro del agitador (McCabe *et al.*, 1998).

Zwietering, (1958) midió la velocidad crítica para suspensión completa y desarrolló la correlación que se presenta en la Ecuación 5.7.

$$n_c * D^{0,85} = S * v^{0,1} * D_p^{0,2} * \left(g * \frac{\Delta\rho}{\rho} \right)^{0,45} * B^{0,13} \quad \text{Ecuación 5.7}$$

Donde,

n_c : Velocidad crítica del agitador, [rpm]

D : Diámetro del agitador, [m]

S : Constante adimensional; 4,1 (McCabe *et al.*, 1998)

v : Viscosidad cinemática del líquido a 35 °C; $0,729 * 10^{-6}$ [m²/s]

D_p : Tamaño medio de las partículas, $1,49 * 10^{-4}$ [m]

g : Aceleración de gravedad; 9,8 [m/s²]

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad, [kg/m³]

ρ : Densidad del líquido; 1.000 [kg/m³]

B : 100 x peso de sólido/peso de líquido

Considerando que se quiere obtener la solución de 15% en peso de lactosa para un lote de hidrólisis, se van a determinar el peso del sólido y del líquido a partir de los flujos calculados en la sección 4.3, los que corresponden a 12.648 [kg/lote] de lactosa y 72.304 [kg/lote] de agua. A continuación se desarrolla la Ecuación 5.7.

$$n_c = \frac{4,1 * (0,729 * 10^{-6})^{0,1} * (1,48)^{0,2} * \left(9,8 * \frac{(1.530 - 1.000)}{1.000} \right)^{0,45} * \left(100 * \frac{12.648}{72.304} \right)^{0,13}}{(1,48)^{0,85}}$$

$$n_c = 2,35 \left[\frac{1}{s} \right] = 141[rpm]$$

Con el valor de la agitación crítica del agitador, se puede calcular el número de Reynolds, a través de la Ecuación 5.8.

$$R_e = \frac{D^2 * n_c * \rho}{\mu} \quad \text{Ecuación 5.8}$$

Donde,

R_e : Número de Reynolds

D : Diámetro del impulsor, [m]

n_c : Velocidad crítica del agitador, [s⁻¹]

ρ : Densidad de la solución; 1.054 [kg/m³]

μ : Viscosidad de la solución, [kg/m s]

Para el caso de la viscosidad será determinada a través de la, la cual representa la viscosidad de las soluciones de sacáridos (Iwasaki *et al.*, 1994).

$$\mu = \mu_w * \exp\left(\frac{B * C}{1 - Q * C}\right) \quad \text{Ecuación 5.9}$$

Donde,

μ : Viscosidad dinámica del sacárido, [kg/m s]

μ_w : Viscosidad dinámica del agua a 35 °C; 0,723*10⁻³ [kg/m s]

B : 0,745 [L/mol]

Q : 0,271 [L/mol]

C : Concentración lactosa, [mol/L]

Reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.9 obtengo el valor de la viscosidad cinemática de la solución:

$$\mu = 0,723 * 10^{-3} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right] * \exp\left(\frac{0,745 \left[\frac{mol}{L} \right] * 0,458 \left[\frac{mol}{L} \right]}{1 - \left(0,271 \left[\frac{mol}{L} \right] * 0,458 \left[\frac{mol}{L} \right] \right)} \right) = 0,00107 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$$

Con los datos calculados, se desarrolla la Ecuación 5.8 para obtener el número de Reynolds.

$$R_e = \frac{(1,48)^2 [m^2] * 2,35 \left[\frac{1}{s} \right] * 1.054 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{0,00107 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} = 5.070.469$$

Para altos números de Reynolds, la potencia se calcula según la Ecuación 5.10

$$P = K_T * n_c^3 * D^5 * \rho \quad \text{Ecuación 5.10}$$

Donde,

K_T : Constante para turbina tipo Rushton; 1,74 (McCabe *et al.*, 1998)

n_c : Velocidad crítica del agitador, [s^{-1}]

D : Diámetro del impulsor, [m]

ρ : Densidad de la solución, [kg/m^3]

Los datos correspondientes se reemplazan en la Ecuación 5.10 para calcular la potencia requerida para generar la mezcla de lactosa-agua en el estanque.

$$P = 1,74 * (2,35)^3 \left[\left(\frac{1}{s} \right)^3 \right] * (1,48)^5 [(m)^5] * 1.054 \left[\frac{kg}{m^3} \right] = 169.006 [W]$$

La potencia total (P_t) necesaria para el sistema se calcula de acuerdo a la Ecuación 5.11. Para ello se considera una eficiencia del 75% respecto al motor en la agitación.

$$P_t = \frac{P}{\eta} \quad \text{Ecuación 5.11}$$

Donde,

P_t : Potencia total del motor, [kW]

P : Potencia del motor de agitación, [kW]

η : Eficiencia del motor

Realizando el reemplazo de los valores correspondientes se obtiene:

$$P_t = \frac{169[kW]}{0,75} = 225[kW]$$

En la Tabla 5.3 se presentan los resultados obtenidos para realizar la operación de mezclado.

Tabla 5.3 Resultados de cálculo de potencia requerida en la etapa de mezclado

Parámetro	Unidad	Valor
n_c	$[s^{-1}]$	2,35
P	[kW]	169
Eficiencia		0,75
P_t	[kW]	225

5.2.3 | Requerimiento energético y control de la temperatura

Para que la lactosa se pueda disolver homogéneamente es necesario calentar la mezcla a la temperatura adecuada. El paso siguiente en el proceso corresponde a la hidrólisis de lactosa, la cual se llevara a cabo a 35 °C. De acuerdo a la Figura 5.3, es posible lograr una concentración del 15% en peso de lactosa a la temperatura con la que se va a trabajar en la reacción enzimática. Cabe señalar que debido a que la planta de proceso estará ubicada en la Región del Biobío, la temperatura ambiente promedio para esa zona corresponde a 12 °C (ECh, 2017).

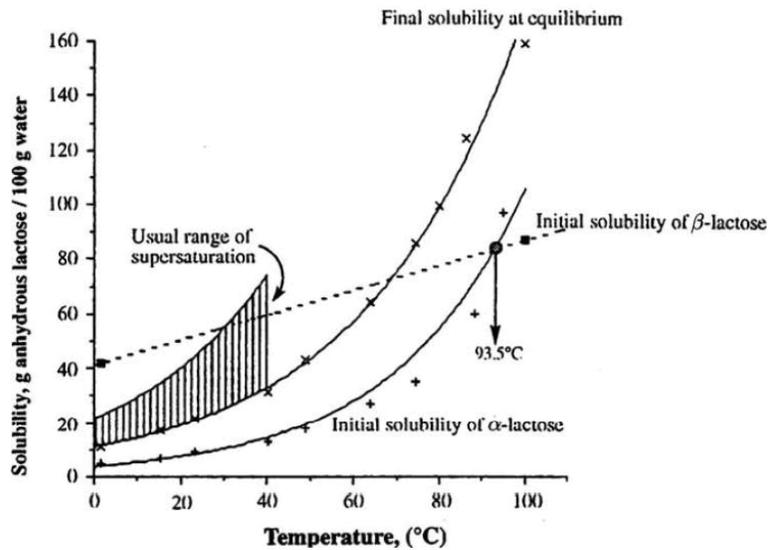


Figura 5.3 Solubilidad de la lactosa como función de la temperatura (Fox, 2009)

Para calentar la mezcla se va a utilizar un serpentín, ya que al compararlo con un sistema de chaqueta o encamisado de un recipiente, éstos son bastante menos eficientes que los serpentines, tienen mayor costo inicial y resultan bastante difíciles de limpiar mecánicamente porque el acceso al interior de la camisa es complicado. Un serpentín de la misma superficie logra un intercambio de calor alrededor de un 125% mayor que la chaqueta (Rodríguez, 2009).

Para determinar el calor que se necesita suministrar al estanque de mezclado y lograr que la temperatura sea de 35 °C durante el proceso se utiliza la Ecuación 5.12.

$$Q = Q_{calentamiento} + Q_{mantención} \quad \text{Ecuación 5.12}$$

El calor de calentamiento y mantención se desarrollan a través de la Ecuación 5.13 y la Ecuación 5.14, respectivamente.

$$Q_{calentamiento} = m_e * C_p * \Delta T \quad \text{Ecuación 5.13}$$

Donde,

$Q_{calentamiento}$: Calor necesario para calentar la solución, [kcal/lote]

m_e : Cantidad de solución a calentar, [kg/lote]

C_p : Capacidad calorífica de la mezcla, [kcal/Kg °C]

ΔT : Diferencia de temperatura entre la solución y el ambiente, °C

Además,

$$Q_{mantención} = q_p * t_{rxn} \quad \text{Ecuación 5.14}$$

Donde,

$Q_{mantención}$: Calor perdido durante el tiempo de reacción, [Kcal/lote]

q_p : Calor de pérdidas por las paredes, [kcal/h]

t_{rxn} : Tiempo en el que transcurre la reacción de hidrólisis durante un lote, [h/lote]

Por otra parte, el calor perdido a través de las paredes se va a definir como:

$$q_p = \pi * h * H * T * (T_s - T_a) \quad \text{Ecuación 5.15}$$

Donde,

h : Coeficiente de transferencia de calor; 25 [kcal/h m² °C] (Acevedo *et al.*, 2002)

H : Altura mezclador, [m]

T : Diámetro mezclador, [m]

T_s : Temperatura solución, °C

T_a : Temperatura ambiente, °C

Para el desarrollo de la Ecuación 5.12, Ecuación 5.13, Ecuación 5.14 y la Ecuación 5.15, se tiene que la capacidad calorífica de la solución a la entrada corresponde a 0,912 [kcal/kg °C] y que el tiempo de reacción de hidrólisis tiene un duración de 3 [h], tiempo que fue determinado en la sección 5.3.2.

$$\begin{aligned} Q_{mantención} &= \pi * 25 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2 \text{ °C}} \right] * 4,44[\text{m}] * 4,44[\text{m}] * (35^\circ\text{C} - 12^\circ\text{C}) * \frac{3[\text{h}]}{1 \text{ lote}} \\ &= 106.833 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{lote}} \right] \end{aligned}$$

$$Q_{calentamiento} = 84.952 \left[\frac{kg}{lote} \right] * 0,912 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (35^\circ C - 12^\circ C) = 1.781.953 \left[\frac{kcal}{lote} \right]$$

$$Q = 106.833 \left[\frac{kcal}{lote} \right] + 1.781.953 \left[\frac{kcal}{lote} \right] = 1.888.786 \left[\frac{kcal}{lote} \right]$$

El serpentín va a utilizar tubos de acero, Schedule 40 de 2 pulgadas de diámetro nominal, la que entrega los valores especificados de la tubería del serpentín en la Tabla 5.4, por donde se hará pasar agua caliente para lograr los 35 °C requeridos en la mezcla.

Tabla 5.4 Características de la tubería del serpentín

Parámetro	Valor [m]
Diámetro externo	0,06
Diámetro interno	0,052
Espesor	0,004

El área del serpentín (A_s) se calcula de acuerdo a la siguiente expresión:

$$Q = U * A_s * \Delta T \quad \text{Ecuación 5.16}$$

Donde U corresponde al coeficiente global de transferencia y se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + R_d + \frac{w}{k}} \quad \text{Ecuación 5.17}$$

Donde,

U : Coeficiente total de transferencia de calor para el serpentín, [BTU/ h pie² °F]

h_0 : Coeficiente de transferencia de calor para el agua del lado interno del serpentín, [BTU/h pie² °F]

R_d : Factor de obstrucción del reactor; 0,001 [h pie² °F/BTU] (Kern, 1999)

w : Espesor tubería; 0,013 [pie] (Tabla 5.4)

k : Conductividad térmica del acero; 26 [BTU/h pie °F] (Kern, 1999)

Al mismo tiempo, la expresión para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor para el agua del lado interno del serpentín se entrega a continuación:

$$h_0 = 0,027 * \left(\frac{k}{D_i}\right) * \left(\frac{D_i * v * \rho}{\mu}\right)^{0,8} * \left(\frac{C_p * \mu}{k}\right)^{0,33} \quad \text{Ecuación 5.18}$$

Donde,

D_i : Diámetro interno del serpentín, [pie]

v : Velocidad lineal del agua de calentamiento por el serpentín, [pie/h]

ρ : Densidad agua de calentamiento, [lb/pie³]

μ : Viscosidad agua de calentamiento, [lb/h pie]

C_p : Capacidad calorífica del agua, [BTU/lbm °F]

Para obtener el valor del área requerida en el serpentín se presenta el desarrollo de las ecuaciones recién descritas, además se hacen los cambios de unidades necesarios para la consistencia dimensional. Se asume que la velocidad lineal del líquido es 2 [pie/s], lo que corresponde a 7.200 [pie/h]. La capacidad calorífica del agua, la densidad y la viscosidad se van a determinar a 71 °C, ya que el agua de calentamiento utilizada en el serpentín estará a 71 °C y saldrá a 61 °C.

$$h_0 = 0,027 * \left(\frac{26 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie } ^\circ F}\right]}{0,17[\text{pie}]}\right) * \left(\frac{0,17[\text{pie}] * 7.200 \left[\frac{\text{pie}}{h}\right] * 61,38 \left[\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}\right]}{1,127 \left[\frac{\text{lb}}{\text{pie h}}\right]}\right)^{0,8} \\ * \left(\frac{0,998 \left[\frac{BTU}{\text{lb}_m \text{ } ^\circ F}\right] * 1,127 \left[\frac{\text{lb}}{\text{pie h}}\right]}{26 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie } ^\circ F}\right]}\right)^{0,33} \\ h_0 = 10.597 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}\right]$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{10.597 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}\right]} + 0,001 \left[\frac{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}{BTU}\right] + \frac{0,013[\text{pie}]}{26 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie } ^\circ F}\right]}} = 627,2 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}\right]$$

$$U = 627,2 \left[\frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F} \right] * \frac{1,8 \left[\frac{^\circ F}{^\circ C} \right]}{1} * \frac{3,2808^2 \left[\frac{\text{pie}^2}{m^2} \right]}{1} * \frac{0,252 \left[\frac{kcal}{BTU} \right]}{1}$$

$$U = 3.062,2 \left[\frac{kcal}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C} \right]$$

$$A_s = \frac{1.888.786 \left[\frac{kcal}{lote} \right]}{3.062,2 \left[\frac{kcal}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C} \right] * (71 - 61)^\circ C} * \frac{1 \text{ lote}}{3 [h]} = 20,5 [m^2]$$

Una vez calculada el área para el diseño, se pueden calcular el largo, el paso y el número de vueltas del serpentín de acuerdo a la Ecuación 5.19, Ecuación 5.20 y Ecuación 5.21, respectivamente. Por otra parte, se debe obtener la corriente de agua necesaria para calentar la solución dentro del mezclador a la temperatura deseada. Para ello se utiliza la Ecuación 5.13.

$$A_s = \pi * D_e * L \quad \text{Ecuación 5.19}$$

$$k_p = 2 * D_e \quad \text{Ecuación 5.20}$$

$$n = \frac{H}{k_p} \quad \text{Ecuación 5.21}$$

Donde,

A_s : Área del serpentín, [m²]

D_e : Diámetro externo de la tubería, [m]

L : Largo de la tubería, [m]

k_p : Paso del serpentín, [m]

n : Número de vueltas del serpentín en el estanque

H : Altura del líquido, [m]

A continuación, se desarrollan las ecuaciones antes mencionadas, con los valores correspondientes en cada caso.

$$L = \frac{20,5 [m^2]}{\pi * 0,06 [m]} = 108,7 [m]$$

$$k_p = 2 * 0,06 [m] = 0,12 [m]$$

$$n = \frac{4,44[m]}{0,12[m]} = 37 \text{ vueltas}$$

Además, se calcula la cantidad de agua caliente necesaria para pasar por el serpentín y así lograr calentar la solución dentro del estanque mezclador.

$$m_{FC} = \frac{1.888.786 \left[\frac{kcal}{lote} \right]}{1 \left[\frac{kcal}{kg \cdot ^\circ C} \right] * (71 - 61)^\circ C} = 188.878,6 \left[\frac{kg}{lote} \right]$$

El resumen de los datos obtenidos anteriormente, se muestran en la Tabla 5.5.

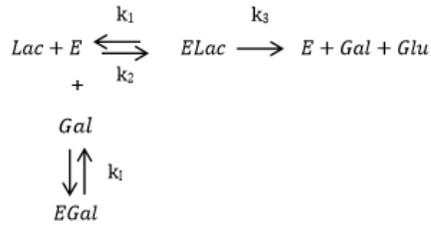
Tabla 5.5 Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[kcal/lote]	1.888.786
U	[kcal/h m ² °C]	3.062,2
A _s	[m ²]	20,5
L	[m]	108,7
K _p	[m]	0,12
Número de vueltas		37
m _{FC}	[kg/lote]	188.878,6

5.3 | REACTOR HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA (R-1)

Para llevar a cabo la hidrólisis se va a considerar un reactor enzimático con agitación y deflectores para tener un buen mezclado, además contará con un serpentín, ya que durante el tiempo de reacción se producen pérdidas de calor, y para que la enzima se encuentre en su óptimo ambiente, la temperatura debe permanecer constante durante toda la reacción.

5.3.1 | Cinética de la reacción enzimática



Donde,

Lac: Concentración de lactosa

E: Concentración de la enzima β -galactosidasa

ELac: Concentración del complejo unión enzima-sustrato

Gal: Concentración de galactosa

Glu: Concentración de glucosa

k_i : Constante de velocidad de reacción

La ecuación de comportamiento de un reactor por lotes se presenta en la Ecuación 5.22 (Illanes *et al.*, 2008), con la galactosa como un inhibidor competitivo total de la enzima β -galactosidasa.

$$\frac{V_{m\acute{a}x}}{K_M} dt = \left[\frac{1}{1-X} + \frac{[Gal_i]}{K_p * (1-X)} + \frac{[Lac_i] * X}{K_p * (1-X)} + \frac{[Lac_i]}{K_M} \right] dX \quad \text{Ecuación 5.22}$$

Donde el sustrato y el inhibidor se definen según la Ecuación 5.23 y la Ecuación 5.24, respectivamente.

$$[Lac] = [Lac_i] * (1 - X) \quad \text{Ecuación 5.23}$$

$$[Gal] = [Gal_i] + [Lac_i] * X \quad \text{Ecuación 5.24}$$

Además la velocidad máxima de reacción se puede expresar según la Ecuación 5.25.

$$V_{m\acute{a}x} = k_{cat} * e \quad \text{Ecuaci3n 5.25}$$

Donde,

$V_{m\acute{a}x}$: Velocidad m\acute{a}xima, [mM min⁻¹]

K_M : Constante de Michaelis- Menten, [mM]

K_p : Constante de inhibici3n por producto, [mM]

X : Conversi3n de lactosa

$[Lac]$: Concentraci3n de lactosa, [mM]

$[Lac_i]$: Concentraci3n de lactosa inicial, [mM]

$[Gal]$: Concentraci3n de galactosa, [mM]

$[Gal_i]$: Concentraci3n de galactosa inicial, [mM]

El modelo utilizado para explicar la inactivaci3n t\acute{e}rmica de la enzima β -galactosidasa es el modelo de primer orden. Este mecanismo se puede representar a trav\acute{e}s de la Ecuaci3n 5.26.

$$\frac{e}{e_0} = \exp(-k_D * t) \quad \text{Ecuaci3n 5.26}$$

Aplicando el modelo de inactivaci3n en la Ecuaci3n 5.22, se obtiene:

$$\frac{k_{cat} * e_0 * \exp(-k_D * t)}{K_M} dt = \left[\frac{1}{1-X} + \frac{[Gal_i]}{K_p * (1-X)} + \frac{[Lac_i] * X}{K_p * (1-X)} + \frac{[Lac_i]}{K_M} \right] dX \quad \text{Ecuaci3n 5.27}$$

Resolviendo la integral entre t=0 hasta t=t y x=0 hasta x=x, se obtiene la Ecuaci3n 5.28:

$$\frac{k_{cat} * e_0 * [1 - \exp(-k_D * t)]}{K_M * k_D} = [Lac_i] * X * \left[\frac{1}{K_M} - \frac{1}{K_p} \right] - \ln(1-X) * \left[1 + \frac{[Gal_i]}{K_p} + \frac{[Lac_i]}{K_p} \right] \quad \text{Ecuaci3n 5.28}$$

Donde,

k_{cat} : Constante catalítica, adimensional y valor 1

e_0 : Concentración enzimática inicial, [UI/L]

k_D : Constante de inactivación de primer orden, [h^{-1}]

t : Tiempo de residencia, [h]

V : Volumen de reacción, [L]

El valor de K_M que se utilizará para diseñar la reacción enzimática de hidrólisis, es reportado a 35 [°C] de la levadura *Kluyveromyces lactis*, cuyo valor es 4,77 [mM] (Verma *et al.*, 2012). El valor de K_p se calcula utilizando la razón existente entre K_M y K_p a la misma temperatura de un estudio anterior (Illanes *et al.*, 1998), donde se obtiene un K_p de 5,42 [mM].

5.3.2 | Determinación de la carga enzimática a adicionar por cada lote

La enzima β -galactosidasa de *K. lactis* seleccionada tiene una actividad declarada de 2.600 [LAU/g catalizador] (1 LAU equivale a 1 μ mol de glucosa en un minuto) (Sigma, 2017), cuya densidad es 1,15 [g/ml]. Se considera una conversión de lactosa del 90%.

Para determinar la carga enzimática a adicionar en R-1, se deben determinar los valores de las concentraciones de lactosa ($[Lac_i]$) y galactosa iniciales ($[Gal_i]$). Este último tiene un valor de 0, al no ingresar galactosa en la corriente de entrada del reactor, mientras que la concentración inicial de lactosa fue determinada en la sección 4.4.

El valor de la constante de inactivación de primer orden (k_D) fue obtenida a través de una extrapolación de datos obtenidos de un estudio realizado en laboratorio a 40 °C, los cuales fueron ajustados a la temperatura de operación (35°C) obteniendo un valor de 0,38 [h^{-1}].

Al reemplazar los valores de diseño para la concentración inicial de lactosa como 459 [mM], constante de Michaelis-Menten 4,77 [mM], constantes de inhibición de Michaelis-Menten 5,42 [mM], tiempo de 3 [h], una conversión de 90%, un k_D de 0,38 [h^{-1}] y asumiendo un valor de k_{cat} igual a 1, se obtiene:

$$\frac{1 * e_0 * [1 - \exp(-0,38[h^{-1}] * 3[h])]}{4,77 [mM] * 0,38[h^{-1}]}$$

$$= 459[mM] * 0,9 * \left(\frac{1}{4,77} - \frac{1}{5,42}\right) \left[\frac{1}{mM}\right] - \ln(1 - 0,9) * \left(1 + \frac{459[mM]}{5,42[mM]}\right)$$

$$e_0 = 553,5 \left[\frac{mM}{h}\right] = 9,22 \left[\frac{mM}{min}\right] = 9.220 \left[\frac{\mu mol}{L * min}\right] = 9.220 \left[\frac{UI}{L}\right]$$

Para obtener la carga enzimática se utiliza la siguiente expresión:

$$e_0 = \frac{m_{cat} * a_{sp}}{V_{\acute{u}til}} \quad \text{Ecuación 5.29}$$

Reemplazando el valor de volumen de reacción como 80.570 [L] (sección 4.4) y actividad enzimática como 2.600 [UI/g], se obtiene:

$$m_{cat} = \frac{9.224 \left[\frac{UI}{L}\right] * 80.570 [L]}{2.600 \left[\frac{UI}{g}\right] * 1000 \left[\frac{g}{kg}\right]} = 286 [kg]$$

5.3.3 | Cálculo dimensiones del reactor de hidrólisis enzimática

El diseño del reactor enzimático va a suponer, al igual que en el mezclador, la capacidad para llevar a cabo un lote. Para esto es necesario calcular el volumen dentro del equipo, ya que en esta etapa se considera la cantidad de enzima soluble a agregar con el fin de realizar la hidrólisis. El volumen útil será determinado con la Ecuación 5.30 en base a la corriente que ingresa desde la etapa previa más la cantidad de enzima necesaria, cálculos que fueron efectuados en el capítulo de balance de masa.

$$V_{R_1} = \frac{F_{mezcla}}{\rho_{mezcla}} + \frac{F_{enzima}}{\rho_{enzima}} \quad \text{Ecuación 5.30}$$

Donde,

V_{R_1} : Volumen útil reactor, [m³/lote]

F_{mezcla} : Corriente de entrada de solución al reactor proveniente del mezclador, [kg/lote]

F_{enzima} : Corriente de entrada de β -galactosidasa que ingresa al reactor, [kg/lote]

ρ_{mezcla} : Densidad solución dentro del reactor, [kg/m³]

ρ_{enzima} : Densidad de la β -galactosidasa, [kg/m³]

Utilizando los valores obtenidos del balance de masa, sección 4.4, el volumen útil del reactor es:

$$V_{R_1} = \frac{84.952 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1.054 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} + \frac{286 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1.150 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} = 80,8 \left[\frac{m^3}{lote} \right]$$

Para el caso del diseño del reactor, se va a considerar una forma cilíndrica al igual que en el mezclador, como se presenta en la Figura 5.4.

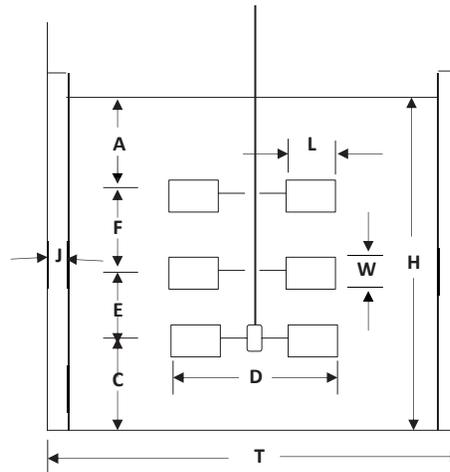


Figura 5.4 Dimensiones reactor de hidrólisis enzimática

La relación entre los parámetros se va a presentar en la Tabla 5.6, donde el rango corresponde a los valores sugeridos de cada razón (Acevedo *et al.*, 2002). Por su parte la columna valor, indicará cual es el que se seleccionó en cada caso, siendo igual que en el mezclador para aquellas razones ya mencionadas.

Tabla 5.6 Valor de las dimensiones del reactor de hidrólisis enzimática

Parámetro	Razón	Valor sugerido
H/T	1-3	1
D/T	0,3-0,6	0,33
J/T	0,08-0,1	0,083
A/D	0,5-3	1,5
E/D	1-2	1
F/D	1-2	1

Las dimensiones del reactor se van a determinar para un lote de proceso, al igual que en la sección 5.2.1 utilizando las ecuaciones correspondientes. El resumen de los valores obtenidos se presenta en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7 Resumen dimensiones reactor de hidrólisis enzimática

Parámetro	Unidad	Valor
T	[m]	4,45
D	[m]	1,48
H	[m]	4,45
J	[m]	0,37
E	[m]	1,48
W	[m]	0,29
A	[m]	2,22
F	[m]	1,48
$V_{\text{útil}}$	[m ³]	80,87
V_{cabeza}	[m ³]	11,55
V_{fondo}	[m ³]	11,55
V_{total}	[m ³]	92,42

5.3.4 | Cálculo de potencia de agitación del reactor de hidrólisis enzimática

Una buena transferencia de masa dentro del estanque asegura un óptimo mezclado de la solución, parámetro que depende de la potencia de agitación necesaria para homogenizar la solución de manera correcta. Al mismo tiempo, la potencia va a depender del tipo de flujo que se tiene en el sistema, por lo que se requiere el cálculo del número de Reynolds (R_e). Para obtener el valor de esta constante se va a utilizar la siguiente ecuación:

$$R_e = \frac{D^2 * N * \rho}{\mu} \quad \text{Ecuación 5.31}$$

Donde,

R_e : Número de Reynolds

D : Diámetro del impulsor, [m]

N : Velocidad de agitación, [s^{-1}]

ρ : Densidad de la solución, [kg/m^3]

μ : Viscosidad de la solución, [$kg/m s$]

La viscosidad de la solución se obtiene con el desarrollo de la Ecuación 5.9. Con los datos correspondientes, se va a calcular el número de Reynolds a partir de la Ecuación 5.31, considerando una velocidad de agitación de 60 [rpm].

$$R_e = \frac{(1,48)^2 [m^2] * \left(\frac{60}{60}\right) \left[\frac{1}{s}\right] * 1.062 \left[\frac{kg}{m^3}\right]}{3,77 * 10^{-5} \left[\frac{kg}{m s}\right]} = 61.703.045$$

Como el número de Reynolds es mayor a 5.000, se presenta un flujo turbulento, por lo que se puede asumir una correcta homogeneidad dentro del estanque. El resumen de los parámetros para llevar a cabo la mezcla, se presentan en la Tabla 5.58.

Tabla 5.8 Parámetros y número de Reynolds para reactor de hidrólisis enzimática

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro impulsor	[m]	1,48
Agitación	[rpm]	60
Densidad solución	[kg/m ³]	1.062
Viscosidad dinámica	[kg/m s]	3,77*10 ⁻⁵
Número de Reynolds		61.703.045

Una vez obtenido el número de Reynolds, se puede calcular el valor del número de potencia (N_p), gracias a la relación que existe entre estos dos parámetros y que se ha determinado experimentalmente para una gama de configuraciones del impulsor y del tanque. La relación antes mencionada se puede ver en la gráfica del Apéndice F, donde se aprecian tres regiones: Régimen laminar (Re menor que 10), turbulento (a Re mayores que 5.000) y régimen de transición, comprendido entre ambos. La agitación necesaria se va a calcular de acuerdo a la Ecuación 5.32, donde se asume un sistema sin aireación.

$$N_p = \frac{P}{\rho * N^3 * D^5} \quad \text{Ecuación 5.32}$$

Donde,

N_p : Número de potencia del impulsor

P : Potencia del motor de agitación, [W]

ρ : Densidad de la solución, [kg/m³]

N : Velocidad de agitación, [s⁻¹]

D : Diámetro del impulsor, [m]

Para llevar a cabo el mezclado se va a escoger rotores tipo Rushton. De acuerdo al Apéndice F, el número de potencia correspondiente a un Reynolds de 61.703.045 es 5. A continuación, se calculará la potencia requerida para el proceso:

$$P = 5 * 1.062 \left[\frac{kg}{m^3} \right] * \left(\frac{60}{60} \right)^3 \left[\left(\frac{1}{s} \right)^3 \right] * (1,48)^5 [m^5] = 37.705 [W]$$

$$P = 37.705 [W] * \frac{1 [kW]}{1000 [W]} = 37,71 [kW]$$

Las proporciones geométricas del reactor señaladas en la Tabla 5.1 de razones recomendadas no difieren de las presentadas en el Apéndice F, por lo que no es necesario corregir la lectura del gráfico. Al tener 3 rotores en el agitador, la potencia obtenida debe modificarse mediante la siguiente expresión:

$$P_c = i * P \quad \text{Ecuación 5.33}$$

Donde,

P_c : Potencia del motor de agitación corregida, [W]

i : Número de rotores

P : Potencia del motor de agitación, [W]

Considerando la ecuación anterior y la cantidad de rotores antes mencionada, se tiene que:

$$P_c = 3 * 37,71 [kW] = 113,13 [kW]$$

La potencia total (P_t) necesaria para el sistema se calcula de acuerdo a la Ecuación 5.34. Para ello se considera una eficiencia del 75% respecto al motor en la agitación.

$$P_t = \frac{P_c}{\eta} \quad \text{Ecuación 5.34}$$

Donde,

P_t : Potencia total del motor, [W]

P_c : Potencia del motor de agitación corregida, [W]

η : Eficiencia del motor

Realizando el reemplazo de los valores correspondientes se obtiene:

$$P_t = \frac{113,13[kW]}{0,75} = 150,8[kW]$$

En la Tabla 5.9 se presentan los resultados obtenidos para llevar una correcta agitación dentro del reactor de hidrólisis enzimática.

Tabla 5.9 Resultados potencia de agitación requerida en el reactor de hidrólisis de lactosa

Parámetros	Unidad	Valor
Número de potencia		5
P	[kW]	37,71
P_c	[kW]	113,13
Eficiencia		0,75
Número de rotores		3
P_t	[kW]	150,8

5.3.5 | Requerimiento energético y control de la temperatura

Para realizar el balance de energía en el reactor de hidrólisis se va a utilizar la Ecuación 5.35, ya que la reacción de hidrólisis es exotérmica, pero es necesario mantener la temperatura constante dentro del reactor a 35 °C. Para lograr el objetivo anterior, se va a utilizar un serpentín con el fin de transferir el calor necesario para mantener las condiciones requeridas.

$$Q_A + Q_I = Q_{rxn} + (q_P * t_{rxn}) \quad \text{Ecuación 5.35}$$

Donde,

Q_A : Calor de agitación, [kcal/lote]

Q_I : Calor transferido por el serpentín, [kcal/lote]

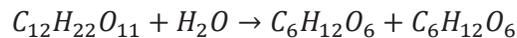
Q_{rxn} : Calor generado durante la reacción, [kcal/lote]

q_p : Pérdidas de calor por las paredes, [kcal/h]

t_{rxn} : Tiempo de reacción durante un lote de hidrólisis, [h/lote]

El calor de reacción a 298 K es -4 [kcal/mol lactosa] (Ayala & López, 1987). Con este valor es posible obtener el calor de reacción a la temperatura de operación, la que corresponde a 35 °C (308 K).

Considerando la reacción de hidrólisis como:



Se puede calcular el calor de reacción a 308 [K] mediante la siguiente expresión:

$$\Delta H_{rxn}^{\circ} = \Delta H_{rxn}^{\circ}(298) + \int_{308}^{298} C_{p\ lac} * dt + \int_{308}^{298} C_{p\ agua} * dt + \int_{298}^{308} C_{p\ gluc} * dt + \int_{298}^{308} C_{p\ gal} * dt$$

Ecuación 5.36

En el siguiente procedimiento se va a considerar la capacidad calorífica de lactosa, agua, glucosa y galactosa constante para el rango de temperatura entre 298-308 K. Para obtener los valores de la capacidad calorífica promedio para lactosa, agua, glucosa y galactosa, con la Ecuación 5.37, se utilizan las correlaciones expresadas en la Ecuación 5.44, Ecuación 5.45, Ecuación 5.46 y la Ecuación 5.47, respectivamente.

$$\bar{C}_p = \frac{\int_{T_0}^T C_p dT}{\int_{T_0}^T dT}$$

Ecuación 5.37

A modo de ejemplo se va a calcular la capacidad calorífica promedio de la lactosa.

$$\bar{C}_p = \frac{\int_{298}^{308} (1,548 * 1,9625 \cdot 10^{-3} * T - 5,9399 \cdot 10^{-6} * T^2) dT}{\int_{298}^{308} dT}$$

$$\bar{C}_p = \frac{\left(1,548 * 1,9625 \cdot 10^{-3} * \left(\frac{308^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) - 5,9399 \cdot 10^{-6} * \left(\frac{308^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) \right)}{308 - 298}$$

$$\bar{C}_p = 0,375 \left[\frac{kcal}{kg K} \right] * \frac{1}{1.000} \left[\frac{kg}{g} \right] * 342 \left[\frac{g}{mol} \right] * \frac{1.000}{1} \left[\frac{cal}{kcal} \right] = 128,25 \left[\frac{cal}{mol K} \right]$$

A continuación, se resuelve la Ecuación 5.36 de acuerdo a los datos entregados en la Tabla 5.10, la cual resume los valores calculados con la Ecuación 5.37.

Tabla 5.10 Capacidad calorífica promedio en rango de temperatura de 298-308 [K]

Compuesto	\bar{C}_p [cal/mol K]
Lactosa	128,25
Agua	18,42
Glucosa	141,32
Galactosa	100,71

Por lo tanto, el calor de reacción a 35 °C es:

$$\Delta H_{rx}^{\circ} = -4 + 0,12825 * (298 - 308) + 0,01842 * (298 - 308) + 0,14132 * (308 - 298) + 0,10071(308 - 298)$$

$$\Delta H_{rx(308)}^{\circ} = -3,05 \left[\frac{kcal}{mol} \right]$$

Luego, se determina el calor de reacción para un lote mediante la Ecuación 5.38.

$$Q_{rxn} = \Delta H_{rx}^{\circ} * S * V * X$$

Ecuación 5.38

Donde,

Q_{rxn} : Calor de reacción, [kcal/lote]

S : Concentración de lactosa inicial, [M]

V : Volumen de alimentación por lote, [L/lote]

X : Conversión de lactosa

La conversión de lactosa corresponde a un 90%, además se reemplazan los datos correspondientes en la Ecuación 5.38, obteniendo:

$$Q_{rxn} = -3,05 \left[\frac{kcal}{mol} \right] * 0,459 \left[\frac{mol}{L} \right] * 80.848 \left[\frac{L}{lote} \right] * 0,9$$

$$Q_{rxn} = -101.864,8 \left[\frac{kcal}{lote} \right]$$

El calor de agitación puede tomar un valor que varía en un rango entre 0,8-2,5 [kcal/L h] (Acevedo *et al.*, 2002), para este caso en particular se va a considerar un valor de 1,6 [kcal/L h]. Considerando que el volumen de la solución dentro del reactor corresponde a 80.848 [L], se obtiene:

$$Q_A = 0,8 \left[\frac{kcal}{L h} \right] * 3 \left[\frac{h}{lote} \right] * 80.848 [L]$$

$$Q_A = 194.035,2 \left[\frac{kcal}{lote} \right]$$

Para determinar las pérdidas generadas por las paredes se utiliza la Ecuación 5.15. Por lo tanto, los valores obtenidos para las corrientes de calor durante la reacción de hidrólisis se resumen en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11 Corrientes de calor generadas durante la hidrólisis enzimática

Parámetro	Valor [kcal/lote]
Q_{rxn}	-101.864,8
Q_A	194.035,2
Q_p	107.314,6
Q_l	-188.585,4

Una vez obtenido el flujo de calor para mantener la solución isotérmica, se puede calcular el área del serpentín de acuerdo a la sección 5.2.3. Para llevar a cabo a cabo estos cálculos se consideró que la tubería sería de 2 pulgadas nominal Schedule 40, con las dimensiones que se presentan en la Tabla 5.4. Las consideraciones para la velocidad lineal del líquido, conductividad del material, factor de obstrucción del reactor, la temperatura del agua de calentamiento y a la que ésta sale por el serpentín, son las mismas que para el mezclador. En el caso de la corriente necesaria de agua para enfriar la solución dentro del reactor, se considera una temperatura de enfriamiento que va desde los 20 a los 32,5 °C. A continuación, se muestra el resumen de los datos obtenidos para el diseño del serpentín del reactor de hidrólisis en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12 Parámetros de requerimiento energético y control de temperatura para reactor de hidrólisis enzimática

Parámetros	Unidad	Valor
A_s	[m ²]	3
L	[m]	16
K_p	[m]	0,12
Número de vueltas		37
m_{FC}	[kg/lote]	15.086,8

5.4 | INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS (IC-1)

La solución obtenida del reactor enzimático debe calentarse a una temperatura de 90 °C con el objetivo de precipitar a la enzima β -galactosidasa. Para ello, la mezcla pasa por un intercambiador de calor de placas, compuestos por las unidades I-1 e I-2. Como se observa en la Figura 5.5, la solución que proviene del reactor de hidrólisis ingresa a la unidad I-1 del intercambiador de calor calentando la mezcla desde 35 °C hasta 85,6 °C, mediante la recirculación del flujo proveniente de la unidad I-2 con una temperatura de 90 °C. Por otra parte, la segunda unidad del intercambiador de calor logra la temperatura del flujo que se recircula a la unidad 1 mediante vapor de agua a 100 °C. Finalmente, del sistema de intercambiador de calor de placas se obtiene la corriente de la solución a 40 °C con la enzima inactivada y precipitada a la temperatura adecuada para el ingreso al equipo de centrifugación.

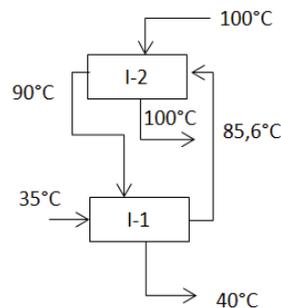


Figura 5.5 Configuración del intercambiador de calor de placas para inactivar la β -galactosidasa

5.4.1 | Características intercambiador de placas

La inactivación de la enzima va a utilizar un intercambiador de placas que debe cumplir con el caudal máximo de entrada que soporta el equipo, además debe resistir las temperaturas de la operación y caídas de presión del sistema. Por lo tanto, se escogió el modelo T8FD de Alfa Laval para llevar a cabo el proceso. Las características y dimensiones del equipo se presentan a continuación.

Tabla 5.13 Características y dimensiones del intercambiador de calor de placas seleccionado modelo T8FD de Alfa Laval

Características	Unidad	Valor	Simbología
Grosor placa	[m]	0,0004	W
Espaciamiento entre placas	[m]	0,003	B
Ancho placas	[m]	0,4	W
Altura placas	[m]	0,89	H
Diámetro tubería	[m]	0,0762	D
L mínimo intercambiador	[m]	0,56	
Conductividad	[W/m K]	16,3	
Flujo máximo	[kg/h]	108.000	

De acuerdo a estos datos se pueden realizar los siguientes cálculos.

$$A_t = 2 * H * W - \pi * D^2 \quad \text{Ecuación 5.39}$$

$$A_f = W * B \quad \text{Ecuación 5.40}$$

$$D_{eq} = \frac{4 * W * B}{2(W + B)} \quad \text{Ecuación 5.41}$$

Donde,

A_t : Área de transferencia de placas, [m²]

A_f : Área de flujo a través de las placas, [m²]

D_{eq} : Diámetro equivalente, [m²]

Con los datos obtenidos en la Tabla 5.13 se calcula el valor para la Ecuación 5.39, Ecuación 5.40 y Ecuación 5.41. Los resultados obtenidos se presentan a continuación.

Tabla 5.14 Características intercambiador de calor de placas para inactivación de enzima β -galactosidasa

Parámetros	Unidad	Valor
A_t	$[m^2]$	0,693
A_f	$[m^2]$	0,0012
D_{eq}	$[m]$	0,006

5.4.2 | Intercambiador de calor I-1

Considerando que el flujo caliente y frío que pasa a través de la unidad I-1 es el mismo flujo recirculado, se plantea un balance de energía para determinar la temperatura de salida de la corriente fría de la unidad respectiva del intercambiador de calor, de acuerdo a:

$$m_F * C_{pF} * (t_2 - t_1) = m_C * C_{pC} * (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación 5.42}$$

Donde,

m_F, m_C : Flujo de la corriente fría y caliente que entra al intercambiador de calor, respectivamente, [kg/h]

C_{pF}, C_{pC} : Capacidad calorífica promedio a las temperaturas de entrada y salida del agua para la corriente fría y caliente, respectivamente, [J/kg °C]

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y salida para la corriente fría, °C

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida para corriente caliente, °C

La capacidad calorífica de la mezcla se obtiene a partir de la Ecuación 5.43. Al mismo tiempo el valor de la capacidad calorífica de la lactosa y el agua se obtiene en función de la temperatura a partir de las correlaciones que se muestran en la Ecuación 5.44 y la Ecuación 5.45 (Poling *et al.*, 2008), respectivamente. Para el caso de la glucosa y galactosa los valores de las capacidades caloríficas a diferentes temperaturas se tomaron del trabajo reportado por Origlia *et al.*, (2000), y se ajustaron a un polinomio de grado 2 en cada caso, los cuales muestran en la Ecuación 5.46 y la Ecuación 5.47.

$$C_{psolución} \left[\frac{kcal}{kg K} \right] = x_1 * C_{plactosa} + x_2 * C_{pagua} + x_3 * C_{pglucosa} + x_4 * C_{pgalactosa}$$

Ecuación 5.43

Donde,

x_n : Fracción másica de lactosa, agua, glucosa y galactosa en la corriente.

$$C_{p,lactosa} \left[\frac{kcal}{kg K} \right] = 1,548 * 1,9625 * 10^{-3} * T - 5,9399 * 10^{-6} * T^2$$

Ecuación 5.44

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

Ecuación 5.45

$$C_{p,glucosa} \left[\frac{kcal}{kg K} \right] = -1,5691 + 0,0108 * T - 1 * 10^{-5} * T^2$$

Ecuación 5.46

$$C_{p,galactosa} \left[\frac{kcal}{kg K} \right] = -2,5128 + 0,0162 * T - 2 * 10^{-5} * T^2$$

Ecuación 5.47

Donde,

T : Temperatura, [K]

En el intercambiador I-1 se utiliza como corriente de calentamiento el flujo recirculado que proviene del intercambiador I-2, entrando a 90 °C y saliendo a 40 °C. Para determinar la temperatura de salida de la corriente fría del intercambiador I-1, se plantea un balance de energía de acuerdo a la Ecuación 5.42. La corriente de solución fría proviene del reactor de hidrólisis enzimática a una temperatura de 35 °C.

$$84.640 \left[\frac{kg}{h} \right] * 5.898,3 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (t_2 - 35)[^\circ C] = 84.640 \left[\frac{kg}{h} \right] * 5.966,9 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (90 - 40)[^\circ C]$$

$$t_2 = 85,6[^\circ C]$$

En la Tabla 5.15 se presentan las temperaturas de entrada y salida para la corriente fría y caliente. También se muestra la temperatura promedio de cada corriente, valor con el cual es posible obtener las propiedades físicas mencionadas también en la tabla resumen.

Tabla 5.15 Propiedades de la corriente fría y caliente del intercambiador de calor unidad I-1

I-1	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
Temperatura entrada	°C	35	90
Temperatura salida	°C	85,6	40
Temperatura promedio	°C	60,3	65
Capacidad calorífica	[J/kg K]	5.898,3	5.966,9
Conductividad	[W/m K]	0,666	0,674
Viscosidad	[kg/m s]	$2,42 \cdot 10^{-5}$	$2,26 \cdot 10^{-5}$
Densidad	[kg/m ³]	1.047,4	1.044,8

El área total de transferencia de calor a utilizar se define según:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{LMD}} \quad \text{Ecuación 5.48}$$

Donde,

Q : Calor transferido, [W]

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

ΔT_{LMD} : Temperatura media logarítmica, °C

Además el calor a transferir se determina según la Ecuación 5.49, a partir de la transferencia desde la corriente fría:

$$Q = m_F * C_{pF} * (t_2 - t_1) \quad \text{Ecuación 5.49}$$

Donde $C_{p,F}$ corresponde a la capacidad calorífica promedio de la corriente fría.

Reemplazando los valores indicados en la Tabla 5.15 se obtiene:

$$Q = 84.640 \left[\frac{kg}{h} \right] * 5.898,3 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (85,6 - 35)^\circ C = 7.016.984,7[W]$$

Para obtener el coeficiente global de transferencia de calor, se utiliza la expresión que se presenta a continuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c} + \frac{w}{k} + R \quad \text{Ecuación 5.50}$$

Donde,

h_f : Coeficiente de película para el fluido frío, [W/m² K]

h_c : Coeficiente de película para el fluido caliente, [W/m² K]

w : Grosor de la placa, [m]

k : Conductividad de la placa, [W/m K]

R : Resistencia por incrustaciones, [m² K/W]

Para obtener los coeficientes de película h_f y h_c y obtener el valor del coeficiente global de transferencia de calor en la Ecuación 5.50, se utiliza la expresión que se presenta a continuación.

$$h = 0,2536 * \frac{k}{D_e} * (R_e)^{0,65} * (P_r)^{0,4} \quad \text{Ecuación 5.51}$$

Donde D_e corresponde al diámetro equivalente (0,0047 [m]). A su vez, para realizar el cálculo de los coeficientes de película es necesario obtener el número de Reynolds (R_e) y el número de Prandtz (P_r) de acuerdo a la Ecuación 5.52 y la Ecuación 5.54, respectivamente.

$$R_e = \frac{D_e * \left(\frac{G}{n_a}\right)}{\mu}$$

Ecuación 5.52

Donde,

G : Flujo másico de entrada por unidad de área de flujo, [kg/ m² s]

n_a : Número de pasos para la configuración de las placas

μ : Viscosidad fluido, [kg/m s]

Para obtener el flujo másico de entrada de cada corriente se utiliza:

$$G = \frac{m_F}{A_f}$$

Ecuación 5.53

Donde,

m_F : Flujo másico de la corriente fría y caliente, [kg/s]

A_f : Área de flujo a través de las placas, [m²]

Reemplazando los valores correspondientes obtengo:

$$G = G_F = G_C = \frac{23,5 \left[\frac{kg}{s}\right]}{0,0012[m^2]} = 19.583,3 \left[\frac{kg}{m^2 s}\right]$$

Considerando un número de pasos igual a uno, se puede obtener el número de Reynolds para la corriente fría y caliente, el cual se puede calcular de acuerdo a las expresiones mostradas a continuación:

$$R_{eF} = \frac{0,006[m] * \left(\frac{19.583,3}{1}\right) \left[\frac{kg}{m^2 s}\right]}{0,000024 \left[\frac{kg}{m s}\right]} = 4.895.825$$

$$R_{eC} = \frac{0,006[m] * \left(\frac{19.583,3}{1}\right) \left[\frac{kg}{m^2 s}\right]}{0,000022 \left[\frac{kg}{m s}\right]} = 5.340.900$$

El número de Prandtl se define según la Ecuación 5.54:

$$P_r = \frac{C_p * \mu}{k} \quad \text{Ecuación 5.54}$$

Donde,

C_p : Capacidad calorífica de la corriente, [J/kg K]

k : Conductividad de la corriente, [W/m K]

Se puede calcular el número de Prandtl con los valores correspondientes como se muestra a continuación:

$$P_{r,F} = \frac{5.898,3 \left[\frac{J}{kg K} \right] * 0,000024 \left[\frac{kg}{m s} \right]}{0,666 \left[\frac{W}{m K} \right]} = 0,21$$

$$P_{r,C} = \frac{5.966,9 \left[\frac{J}{kg K} \right] * 0,000022 \left[\frac{kg}{m s} \right]}{0,674 \left[\frac{W}{m K} \right]} = 0,19$$

Por lo tanto, considerando un factor de incrustación de $0,34 \times 10^{-5}$ [m² K/W], conductividad térmica del acero de 13,8 [W/m K] (Kern, 1999) y el desarrollo de las expresiones anteriores, es posible obtener el valor de los coeficientes de película para la corriente fría y caliente con la Ecuación 5.51. El resumen de los cálculos obtenidos, se muestran en la Tabla 5.16.

Tabla 5.16 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-1 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
G	[kg/m ² s]	19.583,3	19.583,3
Re		4.895.825	5.340.900
Pr		0,21	0,19
h	[W/m ² K]	336.315,4	346.026

Reemplazando los valores de la Tabla 5.16 en la Ecuación 5.50, se obtiene:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{336.315,4 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]} + \frac{1}{346.026 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]} + \frac{0,0004[m]}{13,8 \left[\frac{W}{m K} \right]} + 0,34 * 10^{-5} \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

$$U = 26.144,6 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Por otro lado, la temperatura media logarítmica se obtiene a partir de la Ecuación 5.55:

$$\Delta TLMD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \quad \text{Ecuación 5.55}$$

Donde,

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida, respectivamente, de la corriente caliente, °C

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y salida, respectivamente, de la corriente fría, °C

Reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.55 es posible calcular el valor como se muestra a continuación:

$$\Delta TLMD = \frac{(90 - 85,6)^\circ C - (40 - 35)^\circ C}{\ln \left(\frac{90 - 85,6}{40 - 35} \right)} = 4,7^\circ C$$

Con los valores calculados anteriormente es posible resolver la Ecuación 5.48, obteniendo el área de transferencia de la unidad I-1 del intercambiador de calor.

$$A = \frac{7.016.984,7[W]}{26.144,6 \left[\frac{W}{m^2 \circ C} \right] * 4,7^\circ C} = 57[m^2]$$

El número de unidades de transferencia (NTU) para cada fluido se definen a partir de la Ecuación 5.56 y Ecuación 5.57 para el fluido frío y caliente, respectivamente.

$$NTU_F = \frac{t_2 - t_1}{\Delta T_{LMD}} \quad \text{Ecuación 5.56}$$

$$NTU_C = \frac{T_1 - T_2}{\Delta T_{LMD}} \quad \text{Ecuación 5.57}$$

El desarrollo de las ecuaciones para el cálculo del número de unidades para la corriente fría y caliente corresponde a:

$$NTU_F = \frac{(85,6 - 35)^\circ\text{C}}{4,7^\circ\text{C}} = 10,76$$

$$NTU_C = \frac{(90 - 40)[^\circ\text{C}]}{4,7[^\circ\text{C}]} = 10,64$$

Luego el número de unidades de transferencia total está dado por la expresión:

$$NTU = NTU_F + NTU_C \quad \text{Ecuación 5.58}$$

Con los valores antes obtenidos se desarrolla la Ecuación 5.58:

$$NTU = 10,76 + 10,64 = 21,4 \cong 22$$

A continuación, se determina el área corregida según la Ecuación 5.59, con el factor de corrección por temperatura (F_t).

$$A' = \frac{Q}{U * \Delta T_{LMD} * F_t} \quad \text{Ecuación 5.59}$$

El valor correspondiente para el factor de corrección de temperatura para un paso es 0,96, obtenido a partir del Apéndice G. Reemplazando los valores correspondientes en la expresión anterior se tiene que:

$$A' = \frac{7.016.984,7[W]}{26.144,6 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right] * 4,7^\circ\text{C} * 0,96} = 59,5[m^2]$$

El número de placas térmicas (N_p) y el número total de canales (N_c) se definen según la Ecuación 5.60 y la Ecuación 5.61, respectivamente.

$$N_p = \frac{A'}{A_t} \quad \text{Ecuación 5.60}$$

$$N_c = N_p + 1 \quad \text{Ecuación 5.61}$$

Donde,

A' : Área del intercambiador de placas, [m^2]

A_t : Área de transferencia de una placa, [m^2]

Reemplazando los valores que corresponden, se obtiene el número de placas térmicas y el número total de canales.

$$N_p = \frac{59,5[m^2]}{0,693[m^2]} = 85,9 \cong 86$$

$$N_c = 86 + 1 = 87$$

El número de placas efectivas que realizarán la transferencia de calor es de 86, éste número no considera las placas de los ingresos de los flujos. Al tomar en cuenta el número de placas totales, resultan N_p+2 placas, es decir 88.

Los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 5.17.

Tabla 5.17 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-1

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[W]	7.016.984,7
U	[W/m ² °C]	26.144,6
ΔT_{LMD}	[°C]	4,7
A	[m ²]	57
NTU		22
A'	[m ²]	59,5
N_p+2		88
N_c		87

Caída de presión en I-1

La caída de presión en ambas corrientes a través del intercambiador se estima según la Ecuación 5.62. Además el factor de fricción y el largo efectivo de la cañería se determinan a partir de la Ecuación 5.63 y la Ecuación 5.64, respectivamente.

$$\Delta P = \frac{2 * f * G^2 * L}{g * D_e * \rho} \quad \text{Ecuación 5.62}$$

$$f = 2,5 * (R_e)^{-0,3} \quad \text{Ecuación 5.63}$$

$$L = L_{min} + (N_p + 2) * (w + b) \quad \text{Ecuación 5.64}$$

Donde,

ΔP : Caída de presión en la cañería, [kg/m²]

f : Factor de fricción en la cañería

G : Flujo másico por unidad de área de la corriente fría y caliente, [kg/m² s]

L : Largo efectivo de la cañería, [m]

g : Fuerza de gravedad, [m/s²]

D_e : Diámetro equivalente, [m]

ρ : Densidad de la corriente fría y caliente, [kg/m³]

R_e : Número de Reynolds

L_{min} : Largo mínimo de la cañería en el intercambiador dado por el fabricante, [m]

w : Espesor de las placas, [m]

b : Espaciamiento entre placas, [m]

Con los datos correspondientes se van a reemplazar en la, Ecuación 5.63 y Ecuación 5.64 para la corriente fría y caliente, obteniendo:

$$f_F = 2,5 * (4.895.825)^{-0,3} = 0,025$$

$$f_C = 2,5 * (5.340.900)^{-0,3} = 0,024$$

$$L = 0,56[m] + 86 * (0,0004[m] + 0,0024[m]) = 0,8[m]$$

$$\Delta P_F = \frac{2 * 0,025 * \left(19.583,3 \left[\frac{kg}{m^2 s}\right]\right)^2 * 0,8[m]}{9,8 \left[\frac{m}{s^2}\right] * 0,006[m] * 1.047,4 \left[\frac{kg}{m^3}\right]} = 249.082 \left[\frac{kg}{m^2}\right]$$

$$\Delta P_C = \frac{2 * 0,024 * \left(19.583,3 \left[\frac{kg}{m^2 s}\right]\right)^2 * 0,8[m]}{9,8 \left[\frac{m}{s^2}\right] * 0,006[m] * 1.044,8 \left[\frac{kg}{m^3}\right]} = 239.713 \left[\frac{kg}{m^2}\right]$$

$$\Delta P_F = 249.082 \left[\frac{kg}{m^2}\right] * \frac{1}{100^2} \left[\frac{m^2}{cm^2}\right] * \frac{0,098}{1} \left[\frac{MPa}{\frac{kg}{cm^2}}\right] = 2,44[MPa]$$

$$\Delta P_C = 2,35[MPa]$$

El resumen de los datos obtenidos, se presentan en la Tabla 5.18.

Tabla 5.18 Resultados para la caída de presión de la unidad I-1 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
L	[m]	0,8	0,8
<i>f</i>		0,025	0,024
ΔP	[MPa]	2,44	2,35

5.4.3 | Intercambiador de calor I-2

El diseño de la unidad I-2 del intercambiador de calor se realiza de manera análoga a la sección 5.4.2, utilizando el mismo equipo con las propiedades presentadas en la Tabla 5.13.

En el intercambiador de calor I-2 se realiza la inactivación de la enzima β -galactosidasa, para ello se calienta la solución que proviene del intercambiador de calor I-1 a una temperatura de 85,6 °C, hasta 90 °C mediante vapor de agua a 100 °C. La determinación de calor que se suministra a la solución para

elevant la temperatura de la solución se puede calcular a través de la variación de entalpía, de acuerdo a la Ecuación 5.49, considerando que la temperatura promedio de esta corriente corresponde a 87,8 °C, se obtiene:

$$Q = 84.640 \left[\frac{kg}{h} \right] * 6.291,4 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (90 - 85,6)^\circ C = 650.838,3 [W]$$

Se va a asumir que no hay pérdidas de calor, por lo que el calor requerido para calentar la solución es igual al calor cedido por el vapor, por lo tanto el flujo de vapor necesario para llevar a cabo el intercambio de calor se va a determinar mediante la Ecuación 5.65.

$$Q_v = V_v * \lambda_v \quad \text{Ecuación 5.65}$$

Donde,

Q_v : Calor transferido por el vapor al interior del intercambiador de calor, [W]

V_v : Flujo de vapor a alimentar en el intercambiador de calor, [kg/s]

λ_v : Calor latente de vaporización del vapor a 100 °C; 2.676,1 [kJ/kg]

Con los datos correspondientes se calcula el flujo de vapor requerido en el intercambiador de calor.

$$650.838,3 [W] = V_v * 2.676,1 * 10^3 \left[\frac{J}{kg} \right]$$

$$V_v = 0,243 \left[\frac{kg}{s} \right] * \frac{3600}{1} \left[\frac{s}{h} \right] = 874,8 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Se va a asumir que no existen pérdidas de masa, por lo tanto el flujo de vapor condensado será igual al flujo de líquido saturado a la salida del intercambiador de calor I-2.

Las temperaturas a la entrada y salida de las corrientes fría y caliente de la unidad I-2 del intercambiador de calor, además de los valores obtenidos para conocer las propiedades de las corrientes a la temperatura promedio se presentan en la Tabla 5.19.

Tabla 5.19 Propiedades de la corriente fría y caliente del intercambiador de calor unidad I-2

I-2	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
Temperatura entrada	°C	85,6	100
Temperatura salida	°C	90	100
Temperatura promedio	°C	87,8	100
Capacidad calorífica	[J/kg K]	6.291,4	2.044,03
Conductividad	[W/m K]	0,709	0,0248
Viscosidad	[kg/m s]	$1,64 \cdot 10^{-5}$	$1,22 \cdot 10^{-5}$
Densidad	[kg/m ³]	1.030,2	0,597

Los parámetros de diseño de la corriente fría y caliente se resumen en la Tabla 5.20.

Tabla 5.20 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-2 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
G	[kg/m ² s]	19.592,6	19.592,6
Re		7.168.022	9.635.701
Pr		0,15	1
h	[W/m ² K]	396.125	36.386

Finalmente, se calculan los parámetros restantes de diseño del intercambiador de calor I-2, valores que se presentan en la Tabla 5.21.

Tabla 5.21 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-2

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[W]	650.838,3
U	[W/m ² °C]	16.027,4
ΔT_{LMD}	[°C]	12
A	[m ²]	3,37
NTU		0,36
A'	[m ²]	3,5
N _p +2		7
N _c		6

Caída de presión en I-2

La caída de presión se obtiene de forma análoga a la calculada en el intercambiador de calor I-1. Los resultados se presentan en la Tabla 5.22.

Tabla 5.22 Resultados para la caída de presión de la unidad I-2 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
L	[m]	0,58	0,58
<i>f</i>		0,022	0,02
ΔP	[MPa]	1,6	1,48

5.5 | ESTANQUE ECUALIZADOR (E-1)

El estanque ecualizador recibe la corriente de solución proveniente del intercambiador de calor con el fin de mantener un flujo continuo en las siguientes etapas del proceso. Considerando una bomba que

opera de forma análoga a la descarga del reactor de hidrólisis para llevar la corriente de salida del intercambiador de calor hasta el estanque de equalización, la cual se va a demorar una hora en descargar la solución. Es por esta razón que el estanque equalizador va a operar durante 5 horas por cada batch, además se va a mantener la temperatura a 40 °C debido al largo tiempo que la solución permanece en el equalizador.

5.5.1 | Cálculo dimensiones del estanque equalizador

El dimensionamiento del equalizador se realizará en base a la corriente proveniente del intercambiador de calor, para ello se va a utilizar un estanque de tipo cilíndrico como se puede observar en la Figura 5.2. Considerando las mismas ecuaciones presentes en la sección 5.2.1 para el cálculo del volumen total, fondo y cabeza del estanque, como también para las dimensiones del equalizador. Además se va a establecer una relación entre altura y diámetro del estanque de $H/T=1$ y el cálculo del volumen útil del equalizador se realiza de acuerdo a la Ecuación 5.66. Para el diseño se va a considerar un 40% mas de volumen, ya que se debe evitar que el estanque quede vacío por cualquier problema que se pueda presentar durante el proceso, antes y después de la etapa del estanque equalizador.

$$V_{E_1} = \tau * F \quad \text{Ecuación 5.66}$$

Donde,

V_{E_1} : Volumen útil de líquido alimentado en el estanque, [m³]

τ : Tiempo de residencia, [h]

F : Flujo de la corriente de salida del estanque, [m³/h]

Como se mencionó anteriormente el tiempo de operación del equalizador corresponde a 5,5 horas y 15.389 [kg/h] como el flujo que saldrá del estanque. Además la mezcla posee una densidad de 1.062 [kg/m³] a 40 °C. Por lo tanto, el volumen útil del equalizador corresponde a:

$$V_{E_1} = 5,5[h] * 14,5 \left[\frac{m^3}{h} \right] * 1,4 = 111,65[m^3]$$

El desarrollo se hace de forma análoga a la sección mencionada anteriormente. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 5.23.

Tabla 5.23 Resumen dimensiones estanque equalizador

Parámetro	Unidad	Valor
T	[m]	4,96
D	[m]	1,65
H	[m]	4,96
J	[m]	0,41
E	[m]	1,65
W	[m]	0,33
L	[m]	0,41
$V_{\text{útil}}$	$[m^3]$	111,65
V_{cabeza}	$[m^3]$	15,9
V_{fondo}	$[m^3]$	15,9
V_{total}	$[m^3]$	127,6

5.5.2 | Cálculo de potencia de agitación del estanque equalizador

Los cálculos necesarios para obtener los parámetros y determinar la velocidad de agitación necesaria para tener un flujo turbulento dentro del estanque se presentan en la Tabla 5.24, los cuales se realizaron de igual forma a la sección 5.3.4.

Tabla 5.24 Parámetros y número de Reynolds para estanque equalizador

Parámetros	Unidad	Valor
Diámetro impulsor	[m]	1,65
Agitación	[rpm]	60
Densidad solución	[kg/m ³]	1.062
Viscosidad dinámica	[kg/m s]	3,36*10 ⁻⁵
Número de Reynolds		86.050.446

Una vez obtenido el número de Reynolds se determina que el flujo es turbulento, a continuación se calcula el número de potencia, desde la gráfica que se encuentra en el Apéndice F, el cual corresponde a 5 para turbinas tipo Rushton. Se asumen 2 rotores en el estanque y 75% de eficiencia del motor para llevar a cabo la agitación.

En la Tabla 5.25 se presentan los resultados obtenidos para llevar una correcta agitación dentro del mezclador.

Tabla 5.25 Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de equalización

Parámetros	Unidad	Valor
Número de potencia		5
P	[kW]	64,9
P_c	[kW]	129,8
Eficiencia		0,75
Número de rotores		2
P_t	[kW]	173

5.5.3 | Requerimiento energético y control de la temperatura

Se mantiene la temperatura de la mezcla a 40 °C para que ingrese a la centrifugación. Para llevar a cabo el procedimiento se va a utilizar un serpentín de tubos de acero, Schedule 40 de 2 pulgadas de diámetro nominal, con las características descritas en la Tabla 5.4, además se va a realizar de forma similar a la sección 5.2.3. El agua de calentamiento del serpentín se encuentra a 80 °C y sale a 51 °C.

El resumen de los datos obtenidos en esta sección, se muestran en la Tabla 5.26.

Tabla 5.26 Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura para estanque de almacenamiento

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[kcal/h]	634.655,8
U	[kcal/h m ² °C]	3.032,7
A _s	[m ²]	7,2
L	[m]	38,2
K _p	[m]	0,12
Número de vueltas		41
m _{FC}	[kg/h]	20.472,7

5.6 | CENTRIFUGACIÓN (CT-1)

5.6.1 | Selección de equipo y diseño

El proceso de centrifugación tiene como objetivo la eliminación de la enzima β-galactosidasa que fue previamente inactivada y precipitada con el fin de evitar problemas durante el proceso. Para realizar la operación se ha escogido la centrífuga de discos autolimpiante con descarga continua de sólidos, ya

que cumple satisfactoriamente con los requerimientos de flujo a tratar. El modelo corresponde a Westfalia 316LSS Disc, la cual aparece en la Tabla 5.27, donde se especifican sus características.

Tabla 5.27 Características de la centrífuga de discos

Característica	Unidad	Valor
Diámetro interno	[m]	0,036
Velocidad de rotación	[rpm]	4.200
Ángulo de inclinación	°	40
Consumo	[kWh]	55
Capacidad teórica máxima	[L/h]	30.000

Para el diseño se va a determinar la velocidad terminal de la partícula utilizando la Ecuación 5.67.

$$F = 2 * V_g * \Sigma \quad \text{Ecuación 5.67}$$

Donde,

F : Flujo de operación de la centrífuga, [m³/s]

V_g : Velocidad terminal de la partícula, [m/s]

Σ : Factor de diseño, [m²]; corresponde al área equivalente de un sedimentador de altura H, que realiza igual trabajo que la centrífuga.

A su vez, la velocidad de la partícula se calcula mediante la Ecuación 5.68

$$V_g = \frac{(\rho_s - \rho_l) * D_p^2 * g}{18 * \mu_l} \quad \text{Ecuación 5.68}$$

Donde,

ρ_s : Densidad de la β -galactosidasa, [kg/m³]

ρ_l : Densidad de la solución, [kg/m³]

D_p : Diámetro de la partícula, $1 * 10^{-6}$ [m] (Yang *et al.*, 1994)

g : Aceleración de gravedad; 9,8 [m/s²]

μ_l : Viscosidad de la solución, [kg/m s]

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación 5.68 se obtiene:

$$V_g = \frac{(1150 - 1062) \left[\frac{kg}{m^3} \right] * (1 * 10^{-6} [m])^2 * 9,8 \left[\frac{m}{s^2} \right]}{18 * 3,36 * 10^{-5} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} = 1,42 * 10^{-6} \left[\frac{m}{s} \right]$$

Considerando que el flujo de operación corresponde a 15.389 [kg/h] y la densidad de la solución 1.062 [kg/m³]; junto con el valor de velocidad terminal se reemplazan en la Ecuación 5.67, obteniéndose:

$$\Sigma = \frac{4,03 * 10^{-3} \left[\frac{m^3}{s} \right]}{2 * 1,42 * 10^{-6} \left[\frac{m}{s} \right]} = 1.419 [m^2]$$

El factor de diseño además se puede obtener mediante la Ecuación 5.69 para una centrífuga de discos, sirviendo esta como una aproximación para calcular el número de discos necesarios para lograr la separación.

$$\Sigma = \frac{2 * \pi * N' * (r_2^3 - r_1^3) * \omega^2}{3 * g * \tan(\alpha)} \quad \text{Ecuación 5.69}$$

Donde,

N' : Número de espaciamiento entre discos de la centrífuga; $N' = N - 1$

N : Número de discos en la centrífuga

r_1 : Radio interno de los discos; 0,0183 [m]

r_2 : Radio externo de los discos; 0,183 [m]

ω : Velocidad angular de la centrífuga, [s⁻¹]

α : Ángulo de inclinación de los discos

Reemplazando los valores de la Tabla 5.27 y el valor del factor de diseño en la Ecuación 5.69 se pueden obtener entonces el número de discos necesarios para la operación de acuerdo a:

$$1.419[m^2] = \frac{2 * \pi * N' * (0,183^3 - 0,0183^3)[m^3] * \left(\frac{4.200}{60}\right)^2 \left[\frac{1}{s^2}\right]}{3 * 9,8 \left[\frac{m}{s^2}\right] * \tan(40)}$$

$$N' = 34,29 \cong 35$$

$$N = 36$$

5.6.2 | Balance de energía en la centrifugación

Durante la centrifugación se va a generar un aumento de la temperatura, la cual viene dado por:

$$Q = m_s * C_{p,s} * (T_s - T_{ref}) - m_e * C_{p,e} * (T_e - T_{ref}) \quad \text{Ecuación 5.70}$$

Donde,

Q : Calor generado en el equipo, equivalente a su consumo; 55 [kW]

m_e, m_s : Flujo másico de entrada y salida del equipo, [kg/s]

$C_{p,e}, C_{p,s}$: Capacidad calorífica promedio de la corriente de entrada y salida, [kJ/kg °C]

T_e, T_s, T_{ref} : Temperatura de la corriente de entrada, salida y de referencia, °C

Se va a considerar la temperatura de referencia como 0 °C y el valor de las capacidades caloríficas iguales, entonces reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.70, se puede obtener la temperatura de la corriente a la salida del equipo de centrifugación.

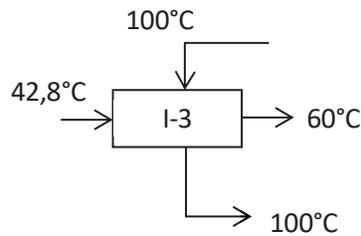
$$55[kW] = 4,226 \left[\frac{kg}{s}\right] * 5,63 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}\right] * (T_s - 0)^\circ C - 4,275 \left[\frac{kg}{s}\right] * 5,63 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}\right] * (40 - 0)^\circ C$$

$$T_s = 42,8^\circ C$$

5.7 | INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS (IC-2)

La solución obtenida de la centrifugación va a salir a una temperatura de 42,8 °C, la cual debe calentarse hasta una temperatura de 60 °C con el objetivo de tener la solución a la temperatura adecuada para que ingrese al separador de lecho móvil simulado. Para ello, la mezcla pasa por un intercambiador de calor de placas compuesto por la unidad I-3, como se muestra en la Figura 5.6.

Figura 5.6 Configuración del intercambiador de calor de placas IC-2



El diseño del intercambiador de calor (IC-2) se realiza de manera análoga a la sección 5.4, los resultados obtenidos en cada caso se van a presentar a continuación.

5.7.1 | Características intercambiador de placas

Se va a utilizar un intercambiador de placas que cumpla con las características del flujo, siendo más pequeño que para el caso de la inactivación de la enzima. Por lo tanto se escogió el modelo T5M de Alfa Laval para llevar a cabo el proceso, las características y dimensiones del equipo se presentan a continuación.

Tabla 5.28 Características y dimensiones del intercambiador de calor de placas seleccionado modelo T5M de Alfa Laval.

Características	Unidad	Valor	Simbología
Grosor placa	[m]	0,0004	W
Espaciamiento entre placas	[m]	0,0024	B
Ancho placas	[m]	0,245	W
Altura placas	[m]	0,742	H
Diámetro tubería	[m]	0,0508	D
L mínimo intercambiador	[m]	0,15	
Conductividad	[W/m K]	16,3	
Flujo máximo	[kg/h]	36.000	

Utilizando la Ecuación 5.39, Ecuación 5.40 y Ecuación 5.41 se obtienen las características del intercambiador de calor que se va ocupar para calentar la temperatura de la mezcla a 60 °C como muestra la Tabla 5.29.

Tabla 5.29 Características intercambiador de calor de placas para calentar la mezcla a 60 °C

Parámetro	Unidad	Valor
A_t	[m ²]	0,35
A_f	[m ²]	0,0006
D_{eq}	[m]	0,0047

5.7.2 | Intercambiador de calor I-3

Para llevar a cabo el diseño del intercambiador de calor I-3 se van a suponer las mismas consideraciones y desarrollo que la sección 5.4.3.

Tabla 5.30 Parámetros de diseño para la corriente fría y caliente de la unidad I-3 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
G	[kg/m ² s]	7.045	7.045
R _e		1.178.345	2.714.057
P _r		0,24	1
H	[W/m ² K]	178.508,5	20.386,3

A través del balance de energía se determinó la cantidad de vapor necesaria para llevar a cabo la transferencia de calor y calentar la solución. Utilizando la Ecuación 5.49 y la Ecuación 5.65, se obtuvo que la corriente de vapor es 565,5 [kg/h]. Una vez calculado el calor transferido es posible obtener los parámetros que se muestran en la Tabla 5.31.

Tabla 5.31 Valores parámetros de diseño del intercambiador de calor I-3

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[W]	420.343,7
U	[W/m ² °C]	11.489
ΔT_{LMD}	°C	48
A	[m ²]	0,76
NTU		0,36
A'	[m ²]	0,79
N _p +2		5
N _c		4

Caída de presión en I-3

La caída de presión (ΔP) se estima a través de la Ecuación 5.62. Para lograr obtener el valor requerido es necesario conocer el factor de fricción (f) y el largo efectivo (L) de la cañería. Una vez desarrolladas las ecuaciones, los resultados se presentan en la Tabla 5.32.

Tabla 5.32 Resultados para la caída de presión de la unidad I-3 del intercambiador de calor

Parámetros	Unidad	Corriente fría	Corriente caliente
L	[m]	0,16	0,16
f		0,038	0,029
ΔP	[MPa]	0,12	0,10

5.8 | CROMATOGRAFÍA DE LECHO MÓVIL SIMULADO (SMB-1)

En un montaje TMB (True moving bed), la fase móvil se hace circular en una dirección mientras que la fase sólida se hace circular a contracorriente. Mediante una regulación adecuada, el adsorbente arrastra consigo la sustancia más retenida, dejando pasar el resto en la fase móvil. En los extremos del dispositivo, el sólido deberá regenerarse o ser sustituido para volver a ser inyectado. De este modo se tiene un dispositivo de separación en operación continua.

En un TMB el movimiento de la fase sólida es real, el cual en la práctica puede ser problemático, lo cual hace que sea un método poco utilizado en la industria. El SMB (Simulated moving bed) evita esta problemática simulando el movimiento de la fase sólida, mediante el movimiento de los puntos de entrada y de salida en un conjunto de columnas.

Como se puede observar en la Figura 5.7, en la cromatografía SMB el adsorbente está empacado en columnas individuales, las que mínimo pueden ser 4, una por cada zona. Se encuentran conectadas en serie para formar un ciclo (cerrado). Cada columna posee un sistema de válvulas de dos vías que permiten la introducción de la mezcla de alimentación y del desorbente fresco. En un momento dado, sólo una de las líneas puede estar activa en una columna. Las cuatro corrientes diferentes y la fase

móvil, que circulan dentro de las columnas, se mueven por la acción de las bombas. A un tiempo de cambio (switch) predeterminado, la posición de las cuatro líneas se mueve en la dirección del flujo de la fase móvil. El cambio de todas las líneas de entrada y salida simula el movimiento de la fase estacionaria en dirección a contracorriente de la fase móvil.

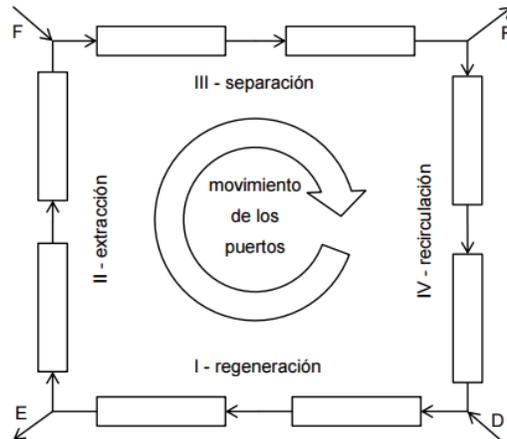


Figura 5.7 Esquema de un SMB con 8 columnas. F (feed): alimentación; R (raffinate): refinado; D (desorbente): adsorbente; E (extract): extracción

El lecho cromatográfico total se divide por la posición de las líneas de entrada y salida en cuatro zonas diferentes, cada una con sus propias características, las cuales llevan a cabo el funcionamiento del lecho móvil simulado como se describe posteriormente.

- Zona I: desorción del compuesto más retenido (extracto)
- Zona II: desorción del compuesto menos retenido (refinado)
- Zona III: adsorción del compuesto más retenido (extracto)
- Zona IV: adsorción del compuesto menos retenido (refinado)

El funcionamiento del equipo (Figura 5.8) consiste en introducir la mezcla de alimentación entre las zonas II y III, la cual se transporta junto a la fase móvil hasta la zona III, donde los compuestos que tienen una mayor afinidad con el solvente se adsorben y se mueven con la fase estacionaria a la Zona I. En la primera zona ocurre la desorción con un nuevo desorbente que se introduce entre las Zonas I y IV, más un desorbente reciclado procedente de la Zona IV. Los compuestos menos adsorbidos se mueven en conjunto con la fase móvil a la Zona IV con el fin de ser adsorbidos en

esa zona, después se transportan con la fase estacionaria a la Zona I, donde se desorben (Charton & Nicoud, 1995).

Las diferentes características de adsorción y desorción se controlan a través de los caudales de las bombas externas y del tiempo de cambio.

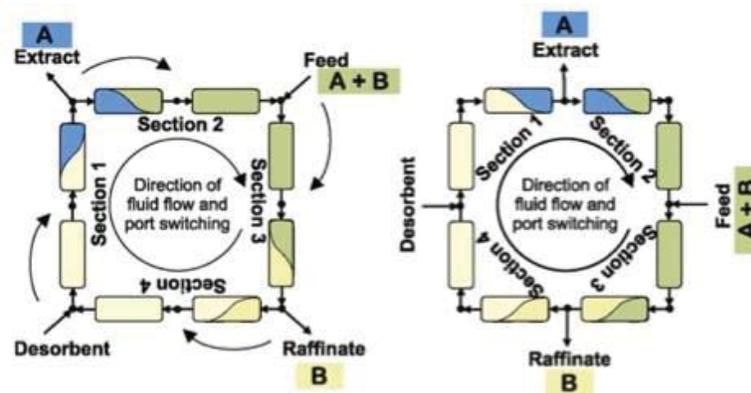


Figura 5.8 Descripción funcionamiento de la cromatografía por movimiento simulado (SMB)

5.8.1 | Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-1

Para el dimensionamiento del equipo, se ha seleccionado una resina DOWEX™ MONOSPHERE™ 99 Ca/320 de calcio utilizada principalmente para separar azúcares y alcoholes derivados de azúcar.

De acuerdo a los datos entregados en la sección 3.3.3, el valor de la constante de afinidad respecto a la resina de calcio indica que glucosa y galactosa son los compuestos más adsorbidos, mientras que lactosa es el que tiene menos afinidad con la resina por lo que es el primero en salir por la corriente de refinado o extracto.

Para llevar a cabo el diseño, inicialmente se quiere conocer el largo total del sistema (L), que incluye la totalidad de las columnas. Éste parámetro se relaciona con la caída de presión del sistema mediante la ecuación de Kozeny-Carman, la que se presenta a continuación:

$$\frac{\Delta P * 100.000}{L} = h_k * \frac{36}{d_p^2} * \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 * \mu * u_m \quad \text{Ecuación 5.71}$$

Donde,

ΔP : Caída de presión en el sistema, [bar]

L : Largo total del sistema, [m]

h_k : Coeficiente de Kozeny; 4,5 (Nicoud, 2000)

d_p : Diámetro promedio de la partícula de la resina; $3,15 \cdot 10^{-4}$ [m]

ε : Porosidad del lecho; 0,4

μ : Viscosidad dinámica del eluente a 60 °C; $0,466 \cdot 10^{-3}$ [kg/m s]

u_m : Velocidad promedio de la fase móvil, [m/s]

La altura que debe poseer la columna (H) por su parte se calcula de acuerdo a la Ecuación 5.72, denominada ecuación de Van Deemter (Sanz, 2009):

$$H = a + \frac{b}{u} + c * u \quad \text{Ecuación 5.72}$$

Donde,

a : Coeficiente de difusión de Eddy; $5,49 \cdot 10^{-4}$ [m] (Sanz, 2009)

b : Coeficiente de difusión longitudinal, [m²/s]

u : Velocidad lineal de la fase móvil, [m/s]

c : Coeficiente de resistencia a la transferencia de masa, [s]

Este tipo de ecuación posee un comportamiento hiperbólico respecto del término de la difusión longitudinal en la Ecuación 5.72, sin embargo, al trabajar a altas velocidades de flujo este término se puede despreciar, obteniéndose un comportamiento lineal (Sanz, 2009).

La eficiencia de separación de la columna está dada además por el número platos, debiendo existir un mínimo de platos en la columna, el que se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 5.73:

$$\frac{N_{min}}{L} = \frac{1}{a + c * u_m} \quad \text{Ecuación 5.73}$$

Donde,

N_{min} : Número mínimo de platos en el sistema

L : Largo total del sistema, [m]

a : Coeficiente de difusión de Eddy, [m]

c : Coeficiente de resistencia a la transferencia de masa; 0,792 [s] (Sanz, 2009)

u_m : Velocidad promedio de la fase móvil del SMB, [m/s]

Se plantea la Ecuación 5.71 y la Ecuación 5.73, considerando un total de 140 platos como parámetro de diseño y una caída de presión de 1 [Bar] (Zabka *et al.*, 2008). Con los datos anteriores se puede obtener el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\frac{1 * 100.000}{L} = 4,5 * \frac{36}{(3,15 * 10^{-4})^2} * \left(\frac{1 - 0,4}{0,4}\right)^2 * 0,466 * 10^{-3} * u_m$$

$$\frac{140}{L} = \frac{1}{5,49 * 10^{-4} + 0,792 * u_m}$$

$$L = 2,52[m]$$

$$u_m = 0,022 \left[\frac{m}{s}\right] = 79,2 \left[\frac{m}{h}\right]$$

De esta forma se puede calcular el largo de cada columna por medio de la Ecuación 5.74 y el área transversal de la columna con la Ecuación 5.75.

$$L_{col} = \frac{L}{n_{col}} \quad \text{Ecuación 5.74}$$

$$A_{col} = \pi * \frac{D_{col}^2}{4} = \frac{Q_m^{SMB}}{u_m} \quad \text{Ecuación 5.75}$$

Donde,

L_{col} : Largo de cada columna, [m]

n_{col} : Número de columnas

A_{col} : Área transversal de la columna, [m²]

D_{col} : Diámetro de la columna, [m]

Q_m^{SMB} : Flujo interno mayor del sistema SMB, [m³/h]

u_m : Velocidad lineal calculada, [m/h]

El diámetro de la columna (D_{col}) se puede obtener a partir del área de la columna calculada en la Ecuación 5.75, como se muestra en la Ecuación 5.76.

$$D_{col} = \sqrt{\frac{A_{col} * 4}{\pi}} \quad \text{Ecuación 5.76}$$

Con los datos correspondientes, se desarrolla la Ecuación 5.74, Ecuación 5.75 y la Ecuación 5.76. El flujo interno mayor del sistema SMB se determinó en la sección 4.9 y corresponde a 118,6 [m³/h], además se asume un total de 4 columnas. Los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 5.33.

$$L_{col} = \frac{2,52[m]}{4} = 0,63[m]$$

$$A_{col} = \frac{118,6 \left[\frac{m^3}{h} \right]}{79,2 \left[\frac{m}{h} \right]} = 1,5[m^2]$$

$$D_{col} = \sqrt{\frac{1,5[m^2] * 4}{\pi}} = 1,38[m]$$

Tabla 5.33 Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-1

Parámetros	Unidad	Valor
A_{col}	[m ²]	1,5
D_{col}	[m]	1,38
L_{col}	[m]	0,63

5.8.2 | Cálculo del tiempo de Switch para SMB-1

El tiempo de cambio al cual deben operar las columnas está dado por la expresión a continuación:

$$\Delta T_{Switch} = \frac{(1 - \varepsilon) * (\pi * D_{col}^2 * L_{col})}{Q_{sol}} \quad \text{Ecuación 5.77}$$

Donde,

D_{col} : Diámetro columna, [m]

Q_{sol} : Flujo de sólidos, [m³/h]

Considerando que el flujo de sólidos corresponde a 66,25 [m³/h] se desarrolla la Ecuación 5.77 para obtener el tiempo de cambio del equipo SMB-1.

$$\Delta T_{Switch} = \frac{(1 - 0,4) * (\pi * (1,38^2)[m^2] * 0,63[m])}{66,25 \left[\frac{m^3}{h} \right]} = 0,034[h] = 2,05[min]$$

5.9 | CROMATOGRAFÍA DE LECHO MÓVIL SIMULADO (SMB-2)

El diseño para la segunda columna de lecho móvil simulado se va a realizar de forma análoga al equipo anterior, por lo que los resultados se presentan a continuación.

5.9.1 | Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-2

Como fue determinado en la sección 4.10, el equipo de separación de lecho móvil simulado se va a diseñar con un total de 500 platos y el flujo interno mayor del sistema SMB es 328,59 [m³/h].

Tabla 5.34 Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-2

Parámetros	Unidad	Valor
A_{col}	[m ²]	7,76
L	[m]	4,93
L_{col}	[m]	1,23
u_m	[m/h]	42,3

5.9.2 | Cálculo del tiempo de Switch para SMB-2

Para el cálculo del tiempo de cambio se debe conocer el flujo de sólidos, el cual se determinó en la sección 4.10 y corresponde a 166,136 [m³/h].

Tabla 5.35 Resultados para el tiempo de cambio de SMB-2

Parámetros	Unidad	Valor
D_{col}	[m]	3,14
ΔT_{switch}	[min]	8,22

5.10 | EVAPORADOR (EV-1)

La evaporación se realiza con el fin de lograr la concentración deseada de 300 [g/L] de galactosa para ingresar al reactor de isomerización enzimática y así iniciar la reacción. Para el diseño de la etapa de evaporación se pueden considerar dos tipos de alimentación: cocorriente o contracorriente.

Para el caso de la operación en cocorriente, la dirección de la corriente del vapor de calefacción y de la solución a concentrar es la misma, circulando la mezcla en el sentido de presiones decrecientes. En cambio, en la contracorriente, la dirección del vapor que calienta a la solución que se desea

concentrar es contraria a ésta, entrando por el último efecto. Para el diseño de los evaporadores se va a escoger la modalidad cocorriente, ya que genera menor daño sobre sustancias termolábiles en la industria alimentaria.

En otros términos, el número de efectos influye de forma positiva en la economía de operación del proceso, pero se requiere una mayor inversión inicial. Por esta razón, se va a realizar un análisis de factibilidad técnico-económica para evaporadores de 1, 2 y 3 efectos, considerando las siguientes suposiciones:

- Para efectos de diseño, se considerará despreciable el aumento en el punto de ebullición de la solución de azúcares.
- La energía transmitida por cada vapor en cada efecto corresponde a su calor latente de vaporización.
- Se van a considerar áreas iguales para cada efecto.
- Se asume igual cantidad de agua evaporada por efecto para calcular la composición de sólidos de las corrientes, a la salida de cada efecto.
- El cálculo de las propiedades físicas de las corrientes se va a realizar considerando una mezcla de galactosa y agua, considerando los monosacáridos como la masa seca.
- La temperatura de salida del último efecto será de 70 °C, de forma de ingresar al estanque de almacenamiento E-2 a la temperatura de reacción de isomerización.

5.10.1 | Evaporación de un efecto

La evaporación de un efecto se realiza en un equipo con las características señaladas en la Figura 5.9, donde L corresponde a las corrientes líquidas y G a las gaseosas. Para el diseño del equipo se presentan los datos utilizados en la Tabla 4.13. El valor del coeficiente global de transferencia de calor (U) es calculado de acuerdo a la gráfica señalada en el Apéndice H.1, donde se obtiene el valor deseado a partir de la temperatura de salida del líquido. Por otra parte el valor de los calores latentes, se obtienen desde las tablas de vapor a las temperaturas de cada corriente.

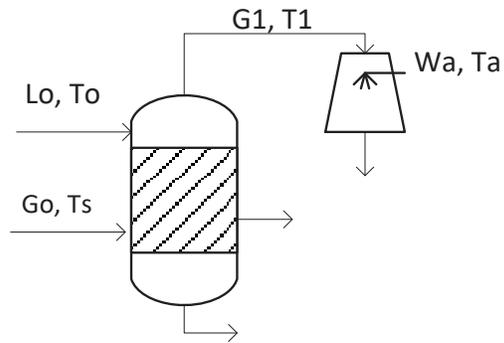


Figura 5.9 Evaporador de un efecto

Tabla 5.36 Datos y resultados para el diseño del evaporador de un efecto

Parámetros	Unidad	Valor
L_0	[kg/h]	31.575
T_0	°C	60
T_s	°C	100
T_1	°C	70
X_0		0,03
X_1		0,26
U_1	[kcal/h m ² °C]	2.075,03
λ_0	[kcal/kg]	623,2
λ_1	[kcal/kg]	627,3

X_0, X_1 : Concentración de galactosa al inicio y final de la evaporación, respectivamente.

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

$$\Delta T_{\text{útil}} = (100 - 70)^\circ\text{C} = 30^\circ\text{C}$$

Los valores de la capacidad calorífica del agua y de la galactosa se obtienen a partir de las correlaciones de la Ecuación 5.45 y la Ecuación 5.47, respectivamente. El valor de la capacidad calorífica de la mezcla se calcula a partir de la Ecuación 5.78.

$$C_{p_{solución}} = x_1 * C_{p_{galactosa}} + x_2 * C_{p_{agua}} \quad \text{Ecuación 5.78}$$

Donde, x_1 y x_2 corresponden a la fracción másica de los componentes en la mezcla. Además, la temperatura de entrada al evaporador corresponde a 60 °C y el de salida a 70 °C, con estos datos es posible obtener el valor de la capacidad calorífica de la solución.

$$C_{p_{sol60}} = 1,131 \left[\frac{kcal}{kg K} \right]$$

$$C_{p_{sol70}} = 1,142 \left[\frac{kcal}{kg K} \right]$$

El vapor vivo alimentado se calcula mediante un balance de energía simple dado por la Ecuación 5.79:

$$L_0 * (C_{p_{sol70}} * T_1 - C_{p_{sol60}} * T_0) + \lambda_1 * G_1 = \lambda_0 * G_0 \quad \text{Ecuación 5.79}$$

Conociendo el valor de G_1 y L_0 mostrados en la sección 4.11, los cuales son 27.779 [kg/h] y 31.575 [kg/h] respectivamente; se puede obtener G_0 reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.79 como se muestra a continuación:

$$\begin{aligned} G_0 &= \frac{31.575 \left[\frac{kg}{h} \right] * \left(1,142 \left[\frac{kcal}{kg K} \right] * 343[K] - 1,131 \left[\frac{kcal}{kg K} \right] * 333[K] \right) + 627,3 \left[\frac{kcal}{kg} \right] * 27.779 \left[\frac{kg}{h} \right]}{623,2 \left[\frac{kcal}{kg} \right]} \\ &= 28.725,9 \left[\frac{kg}{h} \right] \end{aligned}$$

El calor transferido y el área del evaporador se calculan mediante la Ecuación 5.80 y la Ecuación 5.81, respectivamente.

$$Q = G_0 * \lambda_0 \quad \text{Ecuación 5.80}$$

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{\text{útil}}} \quad \text{Ecuación 5.81}$$

Desarrollando las expresiones anteriores se obtiene:

$$Q = 28.725,9 \left[\frac{kg}{h} \right] * 623,2 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = 17.901.980,88 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

$$A = \frac{17.901.980,88 \left[\frac{kcal}{h} \right]}{2.075,03 \left[\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right] * 30[^\circ C]} = 287,6[m^2]$$

5.10.2 | Evaporador de doble efecto

Para la evaporación de doble efecto se tiene la misma diferencia útil de temperaturas que en la evaporación de un efecto, la cual corresponde a 30 °C y el vapor de salida del primer efecto es el vapor de alimentación en el segundo efecto. Planteando el balance de masa para el equipo se tiene:

$$G_0 * \lambda_0 = G_1 * \lambda_1 + L_0(C_{p_1} * T_1 - C_{p_0} * T_0) \quad \text{Ecuación 5.82}$$

$$G_1 * \lambda_1 = G_2 * \lambda_2 + (L_0 - G_1)(C_{p_2} * T_2 - C_{p_1} * T_1) \quad \text{Ecuación 5.83}$$

$$G_1 + G_2 = G_{\text{evap}} \quad \text{Ecuación 5.84}$$

El evaporador de doble efecto no será analizado en gran detalle debido a la similitud de diseño respecto al de triple efecto. El cálculo de temperaturas entre cada etapa de la evaporación y el coeficiente integral de transferencia de calor en cada efecto se realiza según el procedimiento descrito en la sección a 5.10.3, reduciendo el número de efectos a dos, por lo que solamente se presentan los resultados obtenidos en el diseño de esta configuración de evaporación en la Tabla 5.37. Se realizaron 3 iteraciones hasta tener un % error relativo menor al 0,1%.

Tabla 5.37 Datos y resultados para el diseño del evaporador de doble efecto

Parámetros	Unidad	Valor
L_0	[kg/h]	31.575
T_0	°C	60
T_s	°C	100
T_1	°C	86,2
T_2	°C	70
X_0		0,03
X_1		0,26
U_1	[kcal/h m ² °C]	2.734,16
U_2	[kcal/h m ² °C]	2.075,03
λ_0	[kcal/kg]	623,2
λ_1	[kcal/kg]	633,8
λ_2	[kcal/kg]	627,3
G_0	[kg/h]	15.390,9
G_1	[kg/h]	13.528,4
G_2	[kg/h]	14.250,6
$A_{\text{prom/efecto}}$	[m ²]	254,6

X_0, X_1 : Concentración de galactosa al inicio y final de la evaporación, respectivamente.

5.10.3 | Evaporación de triple efecto

El esquema representativo de la evaporación que se lleva a cabo con tres efectos se muestra en la Figura 5.10.

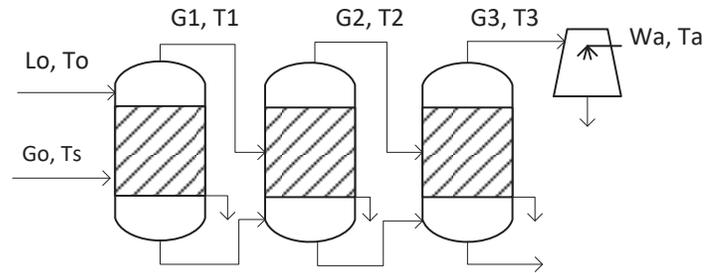


Figura 5.10 Evaporación de triple efecto

El diseño del evaporador de triple efecto se va a llevar a cabo a través de un proceso iterativo, el cual será descrito a continuación:

La iteración se va a realizar las veces necesarias hasta que el error relativo sea menor del 0,1%. La diferencia útil de temperatura se calcula a partir de los datos de entrada y salida del sistema como se realizó en la sección 5.10.1. Posteriormente se divide este valor por el número de efectos que compondrá el sistema, obteniéndose el delta de temperatura para cada efecto y con la Ecuación 5.85, la Ecuación 5.86 y la Ecuación 5.87 se obtienen las temperaturas intermedias.

$$T_1 = (T_S - \Delta T_1) \quad \text{Ecuación 5.85}$$

$$T_2 = (T_1 - \Delta T_2) \quad \text{Ecuación 5.86}$$

$$T_3 = (T_2 - \Delta T_3) \quad \text{Ecuación 5.87}$$

Con las temperaturas calculadas se obtiene el coeficiente de calor de transferencia global para cada caso, desde la gráfica del Apéndice H.1. Una vez calculados los valores de U y asumiendo áreas iguales se utiliza la Ecuación 5.88 para formar la siguiente igualdad.

$$A_1 * \Delta T_1 * U_1 = A_2 * \Delta T_2 * U_2 = A_3 * \Delta T_3 * U_3 \quad \text{Ecuación 5.88}$$

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

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

$$\Delta T_2 * U_2 = \Delta T_3 * U_3$$

$$\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = \Delta T_{\text{útil}}$$

Como fue mencionado anteriormente, $\Delta T_{\text{útil}}$ se calculó en la sección 5.10.1 y su valor corresponde a 51 °C. Por otra parte, de acuerdo a las expresiones del sistema de ecuaciones se obtienen los valores corregidos de la temperatura, los que a su vez determinarán los coeficientes integrales de transmisión de calor (U). En el caso de que resulten ser distintos a los estimados, se deben repetir estos pasos hasta llegar a valores cercanos. Una vez obtenidos los valores de temperatura corregidos, se plantean los balances de energía para cada uno de los efectos según lo descrito a continuación.

$$G_0 * \lambda_0 = G_1 * \lambda_1 + L_0(C_{p_1} * T_1 - C_{p_0} * T_0) \quad \text{Ecuación 5.89}$$

$$G_1 * \lambda_1 = G_2 * \lambda_2 + (L_0 - G_1)(C_{p_2} * T_2 - C_{p_1} * T_1) \quad \text{Ecuación 5.90}$$

$$G_2 * \lambda_2 = G_3 * \lambda_3 + (L_0 - G_1 - G_2)(C_{p_3} * T_3 - C_{p_2} * T_2) \quad \text{Ecuación 5.91}$$

$$G_1 + G_2 + G_3 = G_{\text{evap}} \quad \text{Ecuación 5.92}$$

El valor de G_{evap} proviene de la Tabla 4.13 del balance de masa realizado en la sección 4.11. Una vez resuelto el sistema de ecuaciones se obtienen los flujos de vapor G_0 , G_1 , G_2 y G_3 , con los cuales se obtienen las nuevas composiciones de las corrientes y al mismo tiempo nuevos calores específicos de solución. Conocidos los coeficientes integrales de transferencia de calor y las diferencias útiles de temperatura por efectos, se calcula el área de cada uno mediante la Ecuación 5.81.

Dentro de las suposiciones de diseño, se acordó que el área de los evaporadores son iguales, por lo que si las diferencias entre las áreas son significativas se itera el diseño mediante la Ecuación 5.93

y la Ecuación 5.94 hasta que estos valores sean similares.

$$A_{\text{promedio}} = \frac{\sum \frac{Q_i}{U_i}}{\Delta T_{\text{útil}}} \quad \text{Ecuación 5.93}$$

$$\Delta T'_{\text{útil}} = \frac{\sum \frac{Q_i}{U_i}}{A_{\text{promedio}}} \quad \text{Ecuación 5.94}$$

El resumen de los datos obtenidos para el proceso de iteración se muestra en la Tabla 5.38.

Tabla 5.38 Resultados del diseño de evaporación de triple efecto en EV-1

Parámetro	Unidad	Iteración 1	Iteración 2	Iteración 3	Iteración 4
U_1	[kcal/h m ² °C]	2.831,81	2.836,6	2.836,6	2.836,6
U_2	[kcal/h m ² °C]	2.490,04	2.499,8	2.499,8	2.499,8
U_3	[kcal/h m ² °C]	2.075,03	2.075,03	2.075,03	2.075,03
λ_0	[kcal/kg]	623,2	623,2	623,2	623,2
λ_1	[kcal/kg]	635,3	635,5	635,5	635,5
λ_2	[kcal/kg]	631,4	631,8	631,8	631,8
λ_3	[kcal/kg]	627,3	627,3	627,3	627,3
$\Delta T_{\text{útil}}$	[°C]	30	30	30	30
T_0	[°C]	60	60	60	60
T_1	[°C]	90	90,4	90,4	90,4
T_2	[°C]	80	81	81,4	81,4
T_3	[°C]	70	70	70	70
C_{p0}	[kcal/h m ² °C]	1,131	1,131	1,131	1,131
C_{p1}	[kcal/h m ² °C]	1,166	1,167	1,167	1,167
C_{p2}	[kcal/h m ² °C]	1,154	1,155	1,155	1,155
C_{p3}	[kcal/h m ² °C]	1,142	1,142	1,142	1,142
G_0	[kg/h]	10.861	10.898	10.907	10.919
G_1	[kg/h]	8.811,3	8.817,6	8.826,31	8.828,94
G_2	[kg/h]	9.320,74	9.301,4	9.291,96	9.295,13
G_3	[kg/h]	9.646,96	9.660	9.660,73	9.654,93
A_1	[m ²]	239	249,67	249,1	249,12
A_2	[m ²]	224,8	248,51	249,3	249,3

Continuación Tabla 5.47

Parámetro	Unidad	Iteración 1	Iteración 2	Iteración 3	Iteración 4
A ₃	[m ²]	283,6	248,86	248,6	249,1
%E (A ₂ /A ₁)	%	5,94	0,46	0,08	0,07
%E (A ₃ /A ₁)	%	18,66	0,32	0,2	0,008
%E (A ₃ /A ₂)	%	26,16	0,14	0,28	0,08
Q ₁	[kcal/h]	6.768.618,8	6.791.945,2	6.797.504	6.805.094,7
Q ₂	[kcal/h]	5.597.818,9	5.603.584,8	5.609.120	5.610.791,3
Q ₃	[kcal/h]	5.885.115,2	5.876.624,5	5.870.660,3	5.872.663,1
A _{prom/efecto}	[m ²]	249,4	248,9	248,9	249,12

%E: Porcentaje de error relativo

5.10.4 | Condensador barométrico (CB-1)

Los condensadores barométricos retirarán el calor latente del vapor que proviene del último efecto de cada evaporación, para obtener una corriente líquida en cada etapa. Esto se logra mediante la inyección de agua al equipo, cuya cantidad se calcula mediante un balance de energía de acuerdo a la Ecuación 5.95, considerando el proceso adiabático. A través de la expresión, se obtiene la cantidad de agua requerida para condensar el vapor (W_a).

$$W_v * H_v + W_a * H_{L_1} = (W_v + W_a) * H_{L_2} \quad \text{Ecuación 5.95}$$

Donde,

W_v : Masa de vapor a condensar, correspondiente a G_1 , G_2 o G_3 para los evaporadores de uno, dos o tres efectos, respectivamente; [kg/h]

H_v : Entalpía del vapor a 70 °C; 627,35 [kcal/kg]

W_a : Masa de agua necesaria para provocar la condensación, [kg/h]

H_{L_1} , H_{L_2} : Entalpía del agua a la entrada y salida, respectivamente; [kcal/kg]

El agua de entrada para la condensación del último efecto se encuentra a 12 °C y sale a 22 °C, los que tienen una entalpía de 12,04 y 22,09 [kcal/kg], respectivamente. A continuación, se realiza a modo de ejemplo el cálculo para el evaporador de 1 efecto.

$$27.779 \left[\frac{kg}{h} \right] * 627,35 \left[\frac{kcal}{kg} \right] + W_a \left[\frac{kg}{h} \right] * 12,04 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = (27.779 + W_a) \left[\frac{kg}{h} \right] * 22,09 \left[\frac{kcal}{kg} \right]$$

$$W_a = 1.672.986,8 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Se resumen los valores calculados para el diseño de los evaporadores para los diferentes efectos; los que se muestran en la Tabla 5.39.

Tabla 5.39 Parámetros de diseño para evaporadores de uno, dos y tres efectos

Parámetros	Unidad	1 efecto	2 efectos	3 efectos
Área	[m ²]	287,6	254,6	249,12
G ₀	[kg/h]	28.725,9	15.390,9	10.919
W _v (G ₁ , G ₂ o G ₃)	[kg/h]	27.779	14.250,6	9.654,9
W _a	[kg/h]	1.672.986,8	858.240,6	581.465,15

5.10.5 | Análisis económico de los evaporadores

Para la selección del evaporador se realiza un análisis económico simple, que considera costo de vapor, costo de agua requerida para condensar los vapores remanentes, costo del equipo, costo de mantención y depreciación. Para esta evaluación económica se considera lo siguiente:

- 7.920 horas productivas al año con una vida útil de 10 años.
- Costo de mantención (C_m) igual al 10% del costo del equipo.
- Depreciación (D) de 1% al final de la vida útil.

- Costo del agua (C_w) de 0,9 [USD/m³] y costo de vapor vivo (C_s) de 7 [USD/ton].
- 1 [UF] a costo de 26.649,1 [CLP] y 1 [USD] a 673 [CLP], a mes Junio de 2017.

El costo de los evaporadores se obtiene utilizando el método de relación costo/equipo, el cual se explica en la sección 7.1. El evaporador de un efecto tiene un área de transferencia de 287,6 [m²], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{Ev-1} = 36.000 + 330 * 287,6^{0,55}$$

$$C_{Ev-1} = 43.428[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{Ev-1} = 43.428[USD] \cdot \frac{673[CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[CLP]} = 1.097[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010 por lo que se debe llevar al año 2016, obteniendo:

$$C_{Ev-1} = 1.097 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 1.079 [UF]$$

$$C_m = 1.079[UF] * 0,1 = 108[UF]$$

$$D = 1.079[UF] * 0,01 = 11[UF]$$

$$C_s = 7 \left[\frac{USD}{ton} \right] * 27.779 \left[\frac{kg}{h} \right] * 7.920 \left[\frac{h}{año} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{ton}{kg} \right] = 38,9 \left[\frac{UF}{año} \right]$$

$$C_w = 0,5 \left[\frac{USD}{m^3} \right] * 1.672.986,8 \left[\frac{kg}{h} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{m^3}{kg} \right] * 7.920 \left[\frac{h}{año} \right] = 21.125 \left[\frac{UF}{año} \right]$$

$$P = 1.079 + 108 - 11(P/F, 10,10) + (38,9 + 21.125)(P/A, 10,10)$$

$$P = -4.706[UF]$$

Los factores económicos involucrados se pueden obtener desde tablas de interés compuesto. Los resultados del análisis económico para la cantidad de efectos se presentan en la Tabla 5.40. De acuerdo a estos resultados se utilizará un evaporador de triple efecto para realizar la primera y segunda evaporación.

Tabla 5.40 Resultados de la evaluación económica para la evaporación EV-1

Parámetros	Unidad	1 efecto	2 efectos	3 efectos
Área	[m ²]	287,6	255	249
Costo total	[USD]	43.428	42.946	42.863
Costo total	[UF]	1.097	1.085	1.082
Costo total 2016	[UF]	1.079	1.067	1.065
Costo mantención	[UF]	108	107	106
Depreciación		11	11	11
Vapor vivo usado	[ton/año]	220.010	112.860	75.747
Costo vapor vivo	[UF/año]	38.893	19.951	13.390
Agua utilizada	[kg/h]	1.672.987	858.240	581.465
Costo agua	[UF/año]	21.125	10.837	7.342
Valor presente costos	[UF]	-4.706	-1.796	-793

5.11 | ESTANQUE DE ALMACENAMIENTO (E-2)

El estanque de almacenamiento tiene como objetivo almacenar la galactosa necesaria en la concentración deseada hasta que se lleve a cabo la isomerización en un modo por lote. De esta manera es necesario mantener la temperatura de 70 °C a través de un serpentín y la homogeneidad de la solución a través de la agitación. Una vez que se recauda la cantidad de galactosa necesaria para iniciar la reacción enzimática, es necesario agregar NaOH con el fin de aumentar el pH a 7,5.

5.11.1 | Cálculo dimensiones del estanque almacenamiento

El dimensionamiento del estanque se realizará en base a la cantidad de galactosa que se necesita almacenar hasta que esta sea utilizada para llevar a cabo un lote de isomerización. De acuerdo al balance de masa realizado en el capítulo anterior, el flujo que se obtendrá a la salida del evaporador corresponde a 3.796 [kg/h] y tiene una densidad de 1.127 [kg/m³], por lo tanto se van a necesitar 6,58 horas de operación para alcanzar la cantidad requerida de solución para alimentar el reactor de isomerización.

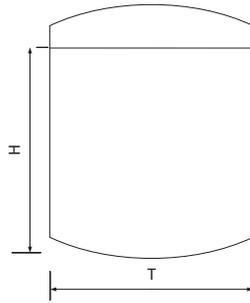


Figura 5.11 Cotas estanque de almacenamiento

Se va a utilizar un estanque de tipo cilíndrico esquematizado en la Figura 5.11. Se consideran las mismas ecuaciones presentes en la sección 5.2.1 para el cálculo de los volúmenes y también para las dimensiones del estanque, además se establece una relación entre altura del líquido y diámetro del estanque de 1. Por lo tanto, el volumen que se va a acumular dentro del estanque corresponde a:

$$V_{E_2} = 3,368 \left[\frac{m^3}{h} \right] * 6,58 [h] = 22,16 [m^3]$$

Una vez desarrolladas las ecuaciones, los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 5.41.

Tabla 5.41 Resumen dimensiones estanque de acumulación

Parámetros	Unidad	Valor
T	[m]	2,89
D	[m]	0,96
H	[m]	2,89
J	[m]	0,24
E	[m]	0,96
W	[m]	0,19
L	[m]	0,24
$V_{\text{útil}}$	[m ³]	22,16
V_{cabeza}	[m ³]	3,16
V_{fondo}	[m ³]	3,16
V_{total}	[m ³]	25,32

5.11.2 | Cálculo de potencia de agitación del estanque de acumulación

Los cálculos necesarios para obtener los parámetros y determinar la velocidad de agitación para proveer un régimen turbulento se realizaron de forma análoga a la sección 5.3.4. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 5.42.

Tabla 5.42 Parámetros y número de Reynolds para estanque de acumulación

Parámetros	Unidad	Valor
Diámetro impulsor	[m]	0,96
Agitación	[rpm]	60
Densidad solución	[kg/m ³]	1.127
Viscosidad dinámica	[kg/m s]	$3,9 \cdot 10^{-3}$
Número de Reynolds		266.319

A continuación, se asumen 2 rotores en el estanque y 75% de eficiencia del motor para llevar a cabo la agitación. En la Tabla 5.43 se presentan los resultados obtenidos para llevar a cabo una correcta agitación dentro del mezclador.

Tabla 5.43 Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de acumulación

Parámetros	Unidad	Valor
Número de potencia		5
P	[kW]	4,59
P_c	[kW]	9,18
Eficiencia		0,75
Número de rotores		2
P_t	[kW]	12,24

5.11.3 | Requerimiento energético y control de la temperatura

Es necesario mantener la temperatura de la mezcla a 70 °C para que ingrese al reactor de isomerización según los requerimientos del equipo, para ello se va a utilizar agua (m_{FC}) a 100 °C a la entrada y a 71 °C a la salida. Para llevar a cabo el procedimiento se va a utilizar un serpentín de tubos de acero, Schedule 40 de 2 pulgadas de diámetro nominal, con las características descritas en la Tabla 5.4.

El resumen de los datos obtenidos en esta sección, se muestran en la Tabla 5.44.

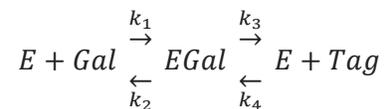
Tabla 5.44 Resumen datos de requerimiento energético y control de temperatura para estanque de acumulación

Parámetros	Unidad	Valor
Q	[kcal/lote]	2.634.125
U	[kcal/h m ² °C]	3.073,3
A _s	[m ²]	28,6
L	[m]	151,6
K _p	[m]	0,12
Número de vueltas		24
m _{FC}	[kg/lote]	87.804,2

5.12 | REACTOR DE ISOMERIZACIÓN (R-2)

Para llevar a cabo la reacción de isomerización se utiliza la enzima L-arabinosa isomerasa inmovilizada proveniente de *Thermotoga neapolitana* en un modo de operación de lotes repetidos a 70 °C, pH 7,5 y galactosa como sustrato.

5.12.1 | Cinética de la reacción enzimática



Donde,

Gal: Concentración de galactosa

E: Concentración de enzima arabinosa isomerasa

EGal: Concentración del complejo unión enzima-sustrato

Tag: Concentración de tagatosa

La ecuación de comportamiento de un reactor por lotes para una reacción de isomerización en ausencia de inhibición se presenta en la Ecuación 5.96 (Illanes, 1994).

$$\frac{k_{cat} * e}{K_S} = \frac{P * \left(\frac{1}{K_S} - \frac{1}{K_P}\right) - \ln \frac{P_{eq} - P}{P_{eq}} * \left(1 + \frac{S_0}{K_S}\right) + P_{eq} * \left(\frac{1}{K_P} + \frac{1}{K_S}\right)}{1 + \frac{V_P * K_S}{V_S * K_P}} \quad \text{Ecuación 5.96}$$

Donde,

k_{cat} : Constante catalítica, adimensional e igual a 1

e : concentración enzimática, [UI/L]

K_S : Constante Michaelis- Menten (disociación) para complejo EGal en E y Gal, [mM]

K_P : Constante Michaelis- Menten (disociación) para complejo EGal en E y Tag, [mM]

P : Concentración molar del producto, [mM]

P_{eq} : Concentración molar del producto en equilibrio ($v=0$), [mM]

S_0 : Concentración inicial de galactosa, [mM]

V_P : Máxima velocidad de reacción de conversión de Tag en Gal

V_S : Máxima velocidad de reacción de conversión de Gal en Tag

Se definen P_{eq} , P , K_{eq} según las siguientes ecuaciones:

$$P_{eq} = \frac{K_{eq} * S_0}{K_{eq} + 1} \quad \text{Ecuación 5.97}$$

$$P = S_0 * x \quad \text{Ecuación 5.98}$$

$$K_{eq} = \frac{V_S * K_P}{V_P * K_S} \quad \text{Ecuación 5.99}$$

Donde,

K_{eq} : constante global de equilibrio de una reacción reversible

x : conversión de galactosa

Reemplazando estas ecuaciones en la Ecuación 5.96, y además aplicando el modelo de inactivación de primer orden (Ecuación 5.26), se obtiene:

$$\frac{k_{cat} * e_0 * [1 - \exp(-k_D * t)]}{K_M * k_D} = \frac{K_{eq} * \left[S_0 * x \left(\frac{1}{K_S} - \frac{1}{K_P} \right) - \ln \left(1 - x - \frac{x}{K_{eq}} \right) * \left(1 + \frac{S_0}{K_S} \right) + \frac{K_{eq} * S_0}{K_{eq} + 1} * \left(\frac{1}{K_P} + \frac{1}{K_S} \right) \right]}{1 + K_{eq}} \quad \text{Ecuación 5.100}$$

El valor de K_M que se utilizará para diseñar la reacción enzimática de isomerización, es de *Thermotoga neapolitana*, cuyo valor es 250 [mM] (Kim *et al.*, 2002). El valor de K_p se calcula asumiendo la misma razón existente entre K_M y K_p de la enzima glucosa isomerasa (Illanes *et al.*, 1992), donde se obtiene un K_p de 160 [mM].

5.12.2 | Determinación de la carga enzimática a adicionar por cada lote

Para determinar la carga enzimática a adicionar en R-2, se debe considerar el valor de la concentración galactosa inicial que fue determinada en la sección 4.13.

El valor de la constante de inactivación de primer orden (k_D) y la conversión de galactosa a tagatosa en equilibrio reportada a 70°C es de $1,78 * 10^{-3}$ [h⁻¹] y 0,5 respectivamente (Lim *et al.*, 2008). Utilizando la Ecuación 5.101, se obtiene una constante de equilibrio de 1. Si se desea lograr el 90% de la conversión de equilibrio, se obtiene un grado de conversión de galactosa a tagatosa de un 45%.

$$K_{eq} = \frac{X_e}{1 - X_e} \quad \text{Ecuación 5.101}$$

Reemplazando los valores mencionados anteriormente, y también los valores de concentración inicial de galactosa como 1.674 [mM], constante de Michaelis-Menten 250 [mM], un tiempo de 3 [h] y asumiendo un valor de k_{cat} igual a 1, se obtiene:

$$\frac{1 * e_0 * [1 - \exp(-1,78 * 10^{-3} [h^{-1}] * 3[h])]}{250 [mM] * 1,78 * 10^{-3} [h^{-1}]}$$

$$= \left(\frac{1}{1+1} \right) \left[1,674 [mM] * 0,45 * \left(\frac{1}{250} - \frac{1}{160} \right) \left[\frac{1}{mM} \right] - \ln \left(1 - 0,45 - \frac{0,45}{1} \right) \right]$$

$$* \left(1 + \frac{1,674 [mM]}{250 [mM]} \right) + \left(\frac{1,674 * 1}{1+1} \right) [mM] * \left(\frac{1}{250} + \frac{1}{160} \right) \left[\frac{1}{mM} \right]$$

$$e_0 = 1.025 \left[\frac{mM}{h} \right] = 17,083 \left[\frac{mM}{min} \right] = 17.083 \left[\frac{\mu mol}{L * min} \right] = 17.083 \left[\frac{UI}{L} \right]$$

Al no tener datos sobre la actividad específica de la arabinosa isomerasa inmovilizada a nivel industrial, se considera utilizar la enzima glucosa isomerasa de Genencor/Dupont, conocida como Gensweet® IGI. Este preparado enzimático ya se encuentra inmovilizado, y posee una actividad específica de 900 UI/g (Silva *et al.*, 2012).

Para calcular la masa de biocatalizador necesaria para la reacción de isomerización, se utiliza la Ecuación 5.102:

$$m_{cat} = \frac{e_0 * V_{rxn}}{a_{sp}} \quad \text{Ecuación 5.102}$$

Considerando un valor de volumen de reacción de 22.163 [L] se obtiene:

$$m_{cat} = \frac{17.083 \left[\frac{UI}{L} \right] * 22.163 [L]}{900 \left[\frac{UI}{g} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]} = 421 [kg]$$

La carga inicial de biocatalizador es 421 [kg/ciclo], donde cada ciclo corresponde a los lotes realizados con el mismo biocatalizador. La duración de cada lote de isomerización y la cantidad de estos que se realizan con la carga inicial se observa en el Apéndice D.

5.12.3 | Cálculo dimensiones reactor enzimático de isomerización

Para llevar a cabo la reacción de isomerización enzimática por lotes se va a considerar un reactor enzimático análogo al de la reacción de hidrólisis, además se le va a adicionar un canasto para la remoción del biocatalizador enzimático. Las dimensiones del reactor a diseñar se presentan en la Figura 5.12 y las razones entre ellas se presentan en la Tabla 5.6. Se va a considerar que, para el cálculo de las propiedades físicas de la solución dentro del reactor tales como densidad, viscosidad y la capacidad calorífica, la tagatosa posee las características de la galactosa.

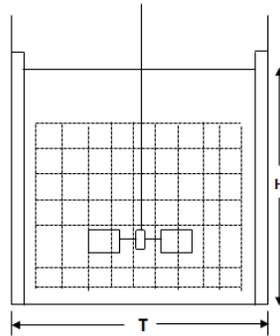


Figura 5.12 Reactor de isomerización

De acuerdo al capítulo 4, la cantidad de masa generada y la composición de cada lote se van a considerar constantes, además el volumen del catalizador se va a suponer un 10% del volumen de reacción. Junto con lo anterior y la densidad de la solución a la salida del reactor se va a calcular el valor del volumen útil, por medio de la Ecuación 5.103.

$$V_{R_2} = \frac{F_{sol}}{\rho_{sol}} * f \quad \text{Ecuación 5.103}$$

Donde,

V_{R_2} : Volumen útil del reactor enzimático de isomerización, [m³/lote]

F_{sol} : Corriente solución a la salida del reactor, [kg/lote]

ρ_{sol} : Densidad solución del reactor, [kg/m³]

f : Factor que considera el volumen de catalizador dentro del reactor enzimático

Reemplazando los datos correspondientes se obtiene:

$$V_{R_2} = \frac{24.978 \left[\frac{kg}{lote} \right]}{1.127 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} * 1,1 = 24,38 \left[\frac{m^3}{lote} \right]$$

Las dimensiones del reactor se van a determinar al igual que en la sección 5.2.1 utilizando las ecuaciones correspondientes. El resumen de los valores obtenidos se presenta en la Tabla 5.45.

Tabla 5.45 Resumen dimensiones reactor de isomerización enzimática

Parámetros	Unidad	Valor
T	[m]	2,98
D	[m]	0,99
H	[m]	2,98
J	[m]	0,24
E	[m]	0,99
W	[m]	0,19
A	[m]	1,49
F	[m]	0,99
V _{útil}	[m ³]	24,38
V _{cabeza}	[m ³]	3,48
V _{fondo}	[m ³]	3,48
V _{total}	[m ³]	27,86

5.12.4 | Cálculo de la potencia de agitación del reactor enzimático de isomerización

Para el caso de la potencia del agitador necesaria para generar un buen mezclamiento dentro del reactor se hace de forma análoga a la sección 5.3.4. Las características de la solución dentro del reactor enzimático se presentan en la Tabla 5.46.

Tabla 5.46 Parámetros y número de Reynolds para reactor de isomerización enzimática

Parámetros	Unidad	Valor
Diámetro impulsor	[m]	0,99
Agitación	[rpm]	60
Densidad solución	[kg/m ³]	1.127
Viscosidad dinámica	[kg/m s]	3,9*10 ⁻³
Número de Reynolds		283.224

Por otra parte, considerando que el número de potencia corresponde a 5, el reactor tiene 3 rotores y el motor de agitación tiene una eficiencia del 75% se calcularon los resultados que se muestran en la Tabla 5.47.

Tabla 5.47 Resultados potencia de agitación requerida en el reactor de isomerización enzimática

Parámetros	Unidad	Valor
Número de potencia		5
P	[kW]	5,35
P_c	[kW]	16,05
Eficiencia		0,75
Número de rotores		3
P_t	[kW]	21,4

5.12.5 | Requerimiento energético y control de la temperatura

La temperatura dentro del reactor se debe mantener a 70 °C, para ello se va a utilizar un serpentín, el cual tendrá las características de las cañerías que se presentan en la Tabla 5.4. Para el diseño se van a considerar las características de la cañería del serpentín debido a que el calor generado en el reactor no será siempre el mismo debido a sus condiciones de operación.

El diámetro del serpentín se puede calcular de acuerdo al espacio disponible en el reactor, este corresponde a su diámetro (T) menos el espacio que usan los deflectores (J) y la cañería (D_e) de acuerdo a la Ecuación 5.104.

$$D_{serpentín} = T - 2 * J - D_e \quad \text{Ecuación 5.104}$$

Realizando el reemplazo de los datos, se obtiene lo siguiente:

$$D_{serpentín} = 2,98 [m] - 2 * 0,24 [m] - 0,06 [m]$$

$$D_{serpentín} = 2,44 [m]$$

El paso del serpentín así como el número de vueltas que dará aproximadamente en el reactor, se calculan de acuerdo a la Ecuación 5.20 y la Ecuación 5.21, respectivamente. Por otra parte, el largo del serpentín puede ser calculado por la Ecuación 5.105, mientras que el área de transferencia de calor estará dada por la Ecuación 5.106.

$$L = 2 * \pi * n * (D_{serpentín}^2 + k_p^2) \quad \text{Ecuación 5.105}$$

$$A_{serpentín} = \pi * D_e * L \quad \text{Ecuación 5.106}$$

Donde,

L : Largo del serpentín, [m]

n : Número de vueltas del serpentín en el reactor

k_p : Paso del serpentín, [m]

D_e : Diámetro externo de la cañería, [m]

En la Tabla 5.48 se presenta el resumen de los parámetros calculados para el serpentín.

Tabla 5.48 Dimensiones del serpentín para reactor de isomerización enzimática

Parámetros	Unidad	Valor
$D_{\text{serpentín}}$	[m]	2,44
k_p	[m]	0,12
Número de vueltas		24
L	[m]	900
Área	[m ²]	170

Calor de la reacción de isomerización

El calor generado durante la reacción se puede calcular como se muestra en la Ecuación 5.107, en la cual se va a requerir la entalpía de reacción de la isomerización bajo las condiciones del proceso. Por falta de datos se va a considerar la entalpía de reacción de la enzima glucosa isomerasa en la producción de jarabe de maíz de alta fructosa, la cual corresponde a 5,7 [kJ/mol] a 70 °C (Tewari & Goldberg, 1985).

$$Q_{rxn} = m * \Delta H_r \quad \text{Ecuación 5.107}$$

Reemplazando los valores correspondientes se obtiene:

$$Q_{rxn} = 1,36 \left[\frac{kcal}{mol \text{ gal reacciona}} \right] * 37.105,6 [mol \text{ gal}] = 50.463,6 [kcal]$$

Calor perdido por las paredes

El calor perdido por las paredes del sistema se puede determinar mediante la Ecuación 5.15. Considerando que el coeficiente de transferencia de calor tiene un valor de 25 [kcal/h m² °C], la temperatura de la solución es 70 °C y la del ambiente 12 °C. Por lo tanto, se reemplazan los valores de diseño y se obtiene la expresión que se muestra a continuación.

$$q_p = 25 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right] * (\pi * 2,98[\text{m}] * 2,98[\text{m}]) * (70 - 12)^\circ\text{C}$$

$$q_p = 40.453 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right]$$

La reacción de isomerización es endotérmica, por lo que se absorbe calor durante el tiempo de reacción de isomerización. A su vez, el calor de reacción también varía en cada lote, por lo que se debe suministrar gradualmente para mantener la temperatura de operación en 70 °C.

Debido a la inactivación enzimática, el tiempo de reacción aumenta tras cada lote (Apéndice D), requiriéndose cada vez de un mayor flujo de calor a suministrar.

El calor a suministrar en cada lote se determina por medio de la Ecuación 5.108 y Ecuación 5.109.

$$Q_n = Q_{rxn} + q_p * t_{rxn} \quad \text{Ecuación 5.108}$$

$$q_n = \frac{Q_n}{t_{rxn}} \quad \text{Ecuación 5.109}$$

Donde,

Q_n : Calor a suministrar por el lote número n, [kcal]

q_n : Flujo de calor suministrado al lote número n, [kcal/h]

t_{rxn} : Tiempo de reacción del lote número n, [h]

Para la obtención del flujo de agua de calentamiento se utiliza la Ecuación 5.110.

$$F_n = \frac{q_n}{C_p * (T_1 - T_2)} \quad \text{Ecuación 5.110}$$

Donde,

F_n : Flujo de agua caliente para el lote número n, [kg/h]

C_p : Calor específico del agua, [kcal/kg °C]

T_1, T_2 : Temperatura del agua caliente de entrada y salida, respectivamente, °C

Como ejemplo de cálculo se muestra el flujo de agua para calentar la solución y el flujo de calor al lote 1:

$$Q_1 = 50.463,6[kcal] + 40.453 \left[\frac{kcal}{h} \right] * 3[h] = 171.822,6[kcal]$$

$$q_1 = \frac{171.822,6[kcal]}{3[h]} = 57.274,2 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

$$F_1 = \frac{57.274,2 \left[\frac{kcal}{h} \right]}{1 \left[\frac{kcal}{kg \cdot ^\circ C} \right] * (100 - 80)[^\circ C]} = 2.862,3 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La Figura 5.13 indica el requerimiento energético de la reacción durante el ciclo de uso del catalizador.

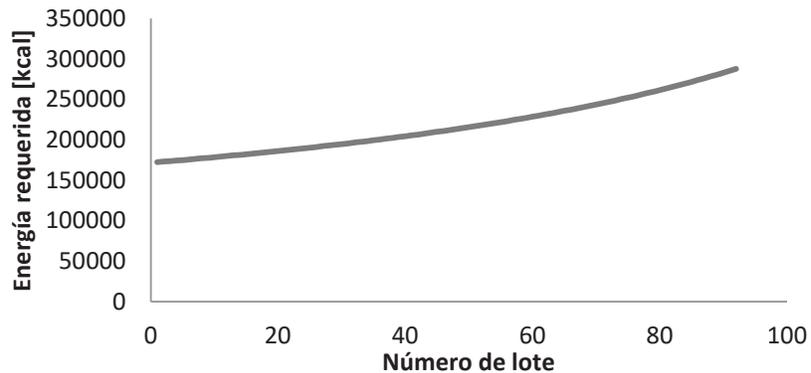


Figura 5.13 Requerimientos energéticos totales para cada lote

5.13 | ESTANQUE ECUALIZADOR (E-3)

Al tener un reactor por lotes se necesita del estanque ecualizador para lograr el flujo continuo requerido para las siguientes etapas. Durante este proceso se va a incluir un sistema de agitación para mantener la homogeneidad de la solución. Por otra parte, no es necesario bajar la temperatura de la solución mediante un serpentín en el equipo, debido a que durante el tiempo de almacenamiento hay pérdidas de calor al ambiente.

5.13.1 | Cálculo dimensiones del estanque ecualizador E-3

El dimensionamiento del ecualizador se realizará en base a la cantidad de solución de tagatosa que se produce luego de un lote de funcionamiento con un tiempo de reacción de 6,58 horas. El diseño de este estanque se va a realizar de forma análoga al ecualizador utilizado anteriormente, el cual fue diseñado en la sección 5.4.1. Para el cálculo del volumen útil del ecualizador se va a considerar un 40% más de volumen para evitar que el estanque quede vacío, también que el flujo de salida corresponde a 3.796 [kg/h], el cual fue determinado en el capítulo 4 y que su densidad es 1.127 [kg/m³].

El volumen útil del ecualizador corresponde a:

$$V_{E_3} = 6,58[h] * 3,368 \left[\frac{m^3}{h} \right] * 1,4 = 31[m^3]$$

Los resultados del diseño se muestran en la Tabla 5.49.

Tabla 5.49 Resumen dimensiones estanque ecualizador E-3

Parámetros	Unidad	Valor
T	[m]	3,23
D	[m]	1,07
H	[m]	3,23
J	[m]	0,26
E	[m]	1,07
W	[m]	0,21
L	[m]	0,26
V _{útil}	[m ³]	31
V _{cabeza}	[m ³]	4,43
V _{fondo}	[m ³]	4,43
V _{total}	[m ³]	35,43

5.13.2 | Cálculo de potencia de agitación del estanque ecualizador E-3

Los cálculos necesarios para obtener los parámetros y determinar la velocidad de agitación que permite obtener un régimen turbulento durante la agitación se presentan en la Tabla 5.50, los cuales se realizaron de forma análoga a la sección 5.3.4.

Tabla 5.50 Parámetros y número de Reynolds para estanque ecualizador E-3

Parámetros	Unidad	Valor
Diámetro impulsor	[m]	1,07
Agitación	[rpm]	60
Densidad solución	[kg/m ³]	1.127
Viscosidad dinámica	[kg/m s]	3,9*10 ⁻³
Número de Reynolds		330.846

Una vez obtenido el número de Reynolds se determina que el flujo es turbulento. Además el número de potencia corresponde a 5 para turbinas tipo Rushton, se asumen 2 rotores en el estanque y 75% de eficiencia del motor para llevar a cabo la agitación.

En la Tabla 5.51 se presentan los resultados obtenidos para llevar una correcta agitación dentro del ecualizador.

Tabla 5.51 Resultados de potencia de la agitación requerida en el estanque de ecualización E-3

Parámetros	Unidad	Valor
Número de potencia		5
P	[kW]	7,9
P_c	[kW]	15,8
Eficiencia		0,75
Número de rotores		2
P_t	[kW]	21

5.14 | CROMATOGRAFÍA DE LECHO MÓVIL SIMULADO (SMB-3)

Al igual que la anterior separación por cromatografía de lecho móvil simulado se va a utilizar una resina DOWEX™ MONOSPHERE™ 99 Ca/320 de calcio. De acuerdo a los datos entregados en el capítulo 3, el valor de la constante de afinidad respecto a la resina de calcio, indican que la tagatosa es el compuesto más adsorbido, mientras que la galactosa saldrá primero por la corriente de refinado.

5.14.1 | Diseño del equipo de lecho móvil simulado SMB-3

El diseño se va a realizo de la misma manera que en la sección 5.8. Se consideran 140 platos y una caída de presión de 1 [bar]; el flujo interno mayor del sistema corresponde a 12,286 [m³/h]. Los datos obtenidos se resumen en la Tabla 5.52.

Tabla 5.52 Dimensiones del sistema cromatográfico SMB-3

Parámetros	Unidad	Valor
A_{col}	[m ²]	0,15
L	[m]	2,52
L_{col}	[m]	0,63
u_m	[m/h]	79,2

5.14.2 | Cálculo del tiempo de Switch para SMB-3

El flujo de sólidos del sistema de cromatografía de lecho móvil simulado corresponde a 6,212 [m³/h].

Tabla 5.53 Resultados para el tiempo de cambio de SMB-3

Parámetros	Unidad	Valor
D_{col}	[m]	0,43
ΔT_{switch}	[min]	2,1

5.15 | EVAPORADOR (EV-2)

Como se calculó en la sección 5.10, el evaporador de 3 efectos es el más económico para llevar a cabo la concentración de la solución, por lo tanto el diseño del equipo EV-2 se va a realizar de forma análoga al primer evaporador.

La solución que se quiere concentrar entra a 60 °C al evaporador, y se requiere que salga a la misma temperatura luego de los tres efectos. A partir del balance de masa se calculó el agua a evaporar necesaria para llegar a una concentración de 75 °BRIX de la solución de tagatosa, la cual corresponde a 3.793 [kg/h]. En la Tabla 5.54 se entregan los datos de entrada del evaporador EV-2.

Tabla 5.54 Datos de entrada al evaporador de triple efecto EV-2

Parámetros	Unidad	Valor
L_0	[kg/h]	4.534
T_0	°C	60
T_5	°C	100
T_3	°C	60
$\Delta T_{\text{útil}}$	°C	40
X_0		0,12
X_3		0,75
λ_0	[kcal/kg]	623,2
λ_3	[kcal/kg]	623,2

X_0, X_3 : Concentración inicial y final de tagatosa en la solución

La capacidad calorífica de la tagatosa se considera igual a la de la galactosa debido a la falta de datos. Por otra parte la composición de la mezcla cambia entre la salida y la entrada, por lo tanto, a pesar de que la solución se encuentre a igual temperatura en ambos puntos, la capacidad calorífica cambia. Los valores calculados a 60 °C para ambos parámetros, se presentan a continuación:

$$C_{p_{sol,entrada}} = 0,958 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right]$$

$$C_{p_{sol,salida}} = 0,677 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right]$$

Con los datos entregados en la Tabla 5.54, se realizaron las cuatro iteraciones. Los resultados obtenidos, se muestran en la Tabla 5.55, donde %E es el porcentaje de error relativo.

Tabla 5.55 Resultados del diseño de evaporación de triple efecto en EV-2

Parámetro	Unidad	Iteración 1	Iteración 2	Iteración 3	Iteración 4
U_1	[kcal/h m ² °C]	2.734,16	2.807,4	2.807,4	2.807,4
U_2	[kcal/h m ² °C]	2.197,09	2.245,9	2.245,9	2.245,9
U_3	[kcal/h m ² °C]	1.904,15	1.904,15	1.904,15	1.904,15
λ_0	[kcal/kg]	623,2	623,2	623,2	623,2
λ_1	[kcal/kg]	634	634,5	634,5	634,5
λ_2	[kcal/kg]	628,7	629,6	629,6	629,6
λ_3	[kcal/kg]	623,2	623,2	623,2	623,2
$\Delta T_{\text{útil}}$	°C	40	40	40	40
T_0	°C	60	60	60	60
T_1	°C	86,7	87,9	88	88
T_2	°C	73,4	75,5	75,7	75,6
T_3	°C	60	60	60	60
C_{p0}	[kcal/h m ² °C]	1,131	1,131	1,131	1,131
C_{p1}	[kcal/h m ² °C]	1,162	1,163	1,163	1,163
C_{p2}	[kcal/h m ² °C]	1,146	1,146	1,146	1,146
C_{p3}	[kcal/h m ² °C]	1,131	1,131	1,131	1,131
G_0	[kg/h]	1.435,6	1.448	1.449,2	1.448,7
G_1	[kg/h]	1.176,4	1.176,9	1.177,16	1.176,7
G_2	[kg/h]	1.275,6	1.270,4	1.269,8	1.270,2
G_3	[kg/h]	1.341	1.345,7	1.346	1.346
A_1	[m ²]	24,6	26,7	27	26,84
A_2	[m ²]	25,5	26,6	26,8	26,85
A_3	[m ²]	31,6	27,1	26,9	26,85
%E (A_2/A_1)	%	3,6	0,37	0,74	0,037
%E (A_3/A_1)	%	28,4	1,49	0,37	0,037
%E (A_3/A_2)	%	23,9	1,87	0,37	0
Q_1	[kcal/h]	894.684,6	902.393,6	903.153,9	902.867,2
Q_2	[kcal/h]	745.837,6	746.743	746.908	746.616
Q_3	[kcal/h]	801.969,7	799.843,8	799.466	799.717,9
$A_{\text{prom/efecto}}$	[m ²]	27,2	26,8	26,9	26,85

5.16 | CRISTALIZADOR (C-1)

Para llevar a cabo la cristalización se va utilizar un cristalizador de superficie enfriada, como se muestra en la Figura 5.14. El equipo se compone de un intercambiador de tubo y carcasa, el cuerpo del cristalizador, una bomba de circulación y una tubería. Dentro del cuerpo del cristalizador, hay un baffle diseñado para recoger los cristales excesivamente finos y separarlos del magma donde están creciendo los cristales para lograr controlar su tamaño y densidad; el cuerpo también proporciona el tiempo de retención.

La razón de circulación a través del intercambiador de calor es normalmente alta, lo suficiente como para que la temperatura este dentro del rango de 1 a 2 [°F]. El tamaño de los cristales que se puede obtener en este tipo de equipo está en el rango de 20 a 150 [mesh], lo que equivale a un rango de 0,103-0,841 [mm].

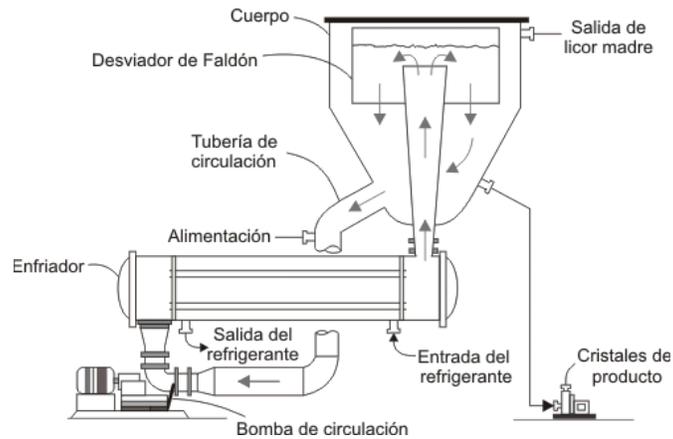


Figura 5.14 Esquema de un cristalizador de superficie enfriada

El balance de calor en el cristalizador considera el calor latente desprendido cuando se forma el sólido a partir de la solución. La cristalización es por lo general exotérmica y el calor de cristalización varía con la temperatura y la concentración.

5.16.1 | Dimensionamiento del cristalizador

Para determinar el volumen de la cámara de cristalización se consideran las siguientes expresiones:

$$Ld = 3 * G * tr \quad \text{Ecuación 5.111}$$

Donde,

Ld : Tamaño de los cristales dominantes, [mm]

G : Tasa de crecimiento de los cristales, [mm/h]

tr : Tiempo de residencia para que se realice la cristalización, [h]

El volumen de líquido necesario se determina a partir de la Ecuación 5.112.

$$t_r = \frac{V_L}{Q} \quad \text{Ecuación 5.112}$$

Donde,

V_L : Volumen del líquido, [m³]

Q : Flujo de entrada al cristalizador, [m³/h]

Considerando que el volumen del líquido utiliza el 80% de la cámara de cristalización el volumen total se puede expresar de acuerdo a la expresión:

$$V_T = \frac{V_L}{0,8} \quad \text{Ecuación 5.113}$$

Por falta de datos de la cristalización de tagatosa, se van a tomar los valores reportados para crecimiento de los cristales de sacarosa. Para el desarrollo de la Ecuación 5.111, Ecuación 5.112 y la Ecuación 5.113 se van a tomar las siguientes consideraciones:

- Ld corresponde al máximo tamaño de partículas, considerando un valor promedio para el tamaño de cristales alcanzados por el equipo, el valor de Ld corresponde a 0,47 [mm].

- La tasa de crecimiento para los cristales de sacarosa reportada considera que G tiene un valor de 0,018 [mm/h] (Ribeaux-Kindelán *et al.*, 2011).
- De acuerdo al balance de masa, la corriente de solución que entra al cristalizador corresponde a 741 [kg/h] y la densidad es 1.460 [kg/m³].

Los datos obtenidos se presentan en la Tabla 5.56.

Tabla 5.56 Datos de dimensionamiento para cristalizador por enfriamiento

Parámetro	Unidad	Valor
Ld	[mm]	0,47
G	[mm/h]	0,018
t _r	[h]	8,7
V _L	[m ³]	4,41
Q	[m ³ /h]	0,507
V _T	[m ³]	5,51

5.16.2 | Balance de energía al cristalizador

El balance de energía consiste en determinar la cantidad de calor que hay que retirar del sistema para permitir la cristalización, el cual se puede calcular mediante la Ecuación 5.114.

$$Q_{C1} = F_e * C_{p_e} * (T_c - T_{sol e}) + F_s * \lambda_c \quad \text{Ecuación 5.114}$$

Donde,

Q_{C1} : Calor que se debe retirar para formar los cristales de tagatosa, [kJ/h]

F_e : Flujo másico de solución en la corriente de entrada del cristalizador, [kg/h]

F_s : Flujo másico de cristales en la corriente de salida del cristalizador, [kg/h]

C_{p_e} : Capacidad calorífica de la corriente de entrada, [kJ/kg °C]

T_c : Temperatura de cristalización de tagatosa, [°C]

$T_{sol e}$: Temperatura de la corriente de entrada al cristizador, °C

λ_c : Calor de cristalización de tagatosa, [kJ/kg]

A partir de los balances de masa se obtiene el valor de la corriente de solución a la entrada del cristizador y los cristales formados a la salida del equipo, los que corresponden a 741 [kg/h] y 448 [kg/h], respectivamente. Por otra parte, la capacidad calorífica de la mezcla corresponde a 2,904 [kJ/kg °C]; el calor de cristalización es igual en magnitud que el calor de solución, pero con signo opuesto. Se considerará el calor de solución de sacarosa, el cual tiene un valor de -3,857 [cal/mol] (Apéndice I.2).

De acuerdo a lo anterior, se resuelve la Ecuación 5.114.

$$Q_{C1} = 741 \left[\frac{kg}{h} \right] * 2,904 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (0 - 60)[^\circ C] + 448 \left[\frac{kg}{h} \right] * -16,137 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$Q_{C1} = 136.385,3 \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

5.16.3 | Diseño del ciclo de refrigeración

El ciclo de refrigeración mantiene la temperatura necesaria dentro del equipo para llevar a cabo la cristalización de tagatosa. Este proceso requiere la absorción continua de calor a un bajo nivel de temperatura, a menudo se logra por evaporación de un líquido en un proceso de flujo continuo. El vapor que se forma puede regresar a su estado líquido original para su re-evaporación, el método más común para lograrlo es a través de una compresión y condensación del mismo (Smith & Van Ness, 1995). A continuación se describen los elementos principales para realizar esta etapa, la cual se esquematiza en la Figura 5.15.

- Refrigerante: es el medio de transmisión de calor, el cual se absorbe al evaporarse a baja temperatura y lo cede al condensarse a alta temperatura y presión. Para el proceso se escoge el amoníaco ya que es de bajo costo y se usa principalmente en las grandes industrias y en instalaciones de baja temperatura.
- Compresor: para este caso se va a utilizar un compresor recíproco, puesto que entrega una gran razón de compresión.
- Condensador: recibe el vapor del refrigerante recalentado procedente del compresor, elimina el recalentamiento del vapor y a continuación, lo licúa. Para este proceso se va a utilizar un condensador enfriado por agua, de tipo horizontal con tubos y coraza. El líquido refrigerante se condensa en el exterior de los tubos y cae al fondo de la envuelta. Posteriormente el refrigerante, fluye hasta una válvula de expansión.
- Válvula de expansión: el fin de este dispositivo es reducir la presión del líquido refrigerante, y se debe regular su paso al evaporador. En este caso se ocupará una válvula de aguja, la cual otorga una caída de presión más precisa.
- Evaporador: Se va a utilizar un evaporador de circulación natural, el cual ocupa poco espacio en la planta, tiene un costo de mantención bajo y funciona durante extensos períodos de tiempo.

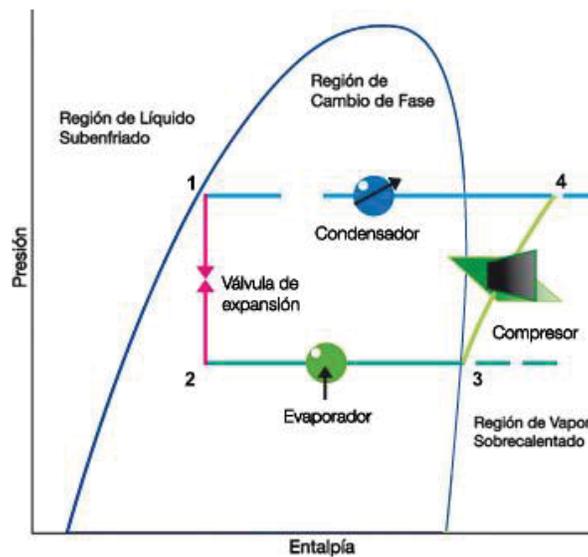


Figura 5.15 Diagrama de presión-entalpía para ciclo de refrigeración

A partir de la Figura 5.15 se puede observar que el ciclo para el amoniaco ocurre de la siguiente forma descrita a continuación.

1-2: Expansión isoentálpica del amoniaco hasta las condiciones de evaporación.

2-3: Evaporación del amoniaco a presión y temperatura constante.

3-4: Compresión isoentrópica.

4-1: Condensación isobárica del amoniaco.

Se van a considerar los siguientes datos:

- Las condiciones de temperatura inicial y final para la cristalización de tagatosa, corresponden a 60 °C y 0 °C, respectivamente.
- La temperatura de evaporación del amoniaco es a 0 °C y la temperatura de condensación a 55 °C.
- El flujo másico de entrada al cristizador es 741 [kg/h]

Con estos datos y considerando la Figura 5.15, se muestran las condiciones del ciclo en la Tabla 5.57 obtenidos a partir del diagrama de Molliere para amoniaco, que se muestra en el Apéndice I.1.

Tabla 5.57 Condiciones del ciclo de refrigeración en la cristalización

Punto	Temperatura [°F]	Presión [psia]	Entalpía [BTU/lbm]	Entropía [BTU/lbm °F]
1	131	350	-200	1,673
2	32	70	-200	1,434
3	32	70	250	2,509
4	140	350	360	2,509

A partir del balance de energía en la sección 5.16.2 se obtuvo el calor que se debe retirar para formar los cristales de tagatosa, lo que corresponde a un valor de 136.385,3 [kJ/h].

Además se define una tonelada de refrigeración (N), como la potencia requerida para extraer 12.000 [BTU/h] en el evaporador, por lo tanto la potencia de refrigeración se calcula mediante la Ecuación 5.115.

$$N = \frac{Q}{12.000} \quad \text{Ecuación 5.115}$$

Donde,

N : Toneladas de refrigeración, [ton]

Q : Calor a retirar para formas cristales de tagatosa, [BTU/h]

Reemplazando los valores correspondientes en la Ecuación 5.115 se obtiene:

$$N = \frac{129.156,8 \left[\frac{Btu}{h} \right]}{12.000 \left[\frac{Btu}{h} \right]} = 10,7 [ton]$$

El flujo de refrigerante necesario puede calcularse como:

$$F_{ref} = \frac{N * 12.000}{H_3 - H_2} \quad \text{Ecuación 5.116}$$

Donde,

F_{ref} : Flujo de refrigerante, [lb/h]

H_2, H_3 : Entalpías en el punto 2 y 3 del ciclo de refrigeración, [Btu/lbm]

Considerando las 3,1 toneladas de refrigerante y los datos de la Tabla 5.57 se desarrolla la Ecuación 5.116.

$$F_{ref} = \frac{10,7 * 12.000 \left[\frac{Btu}{h} \right]}{(250 - (-200)) \left[\frac{Btu}{lbm} \right]} = 285,3 \left[\frac{lbm}{h} \right]$$

$$F_{ref} = 285,3 \left[\frac{lbm}{h} \right] * \frac{0,4536 \left[\frac{kg}{lb} \right]}{1} = 129,4 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El coeficiente de comportamiento (β) es igual a:

$$\beta = \frac{H_3 - H_2}{H_4 - H_3} \quad \text{Ecuación 5.117}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 5.57 en la Ecuación 5.117 se obtiene la siguiente expresión:

$$\beta = \frac{(250 - (-200)) \left[\frac{Btu}{lbm} \right]}{(360 - 250) \left[\frac{Btu}{lbm} \right]} = 4,1$$

La potencia requerida por el compresor, se calcula mediante Ecuación 5.118.

$$P = \frac{4,717 * N}{\beta * \eta_s} \quad \text{Ecuación 5.118}$$

A su vez, η_s se define como:

$$\eta_s = 0,86 - 0,038 * \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \quad \text{Ecuación 5.119}$$

Donde,

P : Potencia del compresor, [hp]

β : Coeficiente de comportamiento

η_s : Coeficiente de compresión isoentrópica

P_1, P_2 : Presión en el punto 1 y 2 del ciclo de refrigeración, [Psia]

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación 5.118 y la Ecuación 5.119 se obtiene:

$$\eta_s = 0,86 - 0,038 * \left(\frac{350}{70} \right) = 0,67$$

$$P = \frac{4,717 * 129,4}{4,1 * 0,67} = 222,2[hp]$$

$$P = 222,2[hp] * \frac{7,457 * 10^2}{1} \left[\frac{W}{hp} \right] = 165.694[W]$$

El agua de enfriamiento necesaria se calcula mediante:

$$M_w * C_{p_w} * (T_s - T_i) = F_{ref} * (H_4 - H_1)$$

Ecuación 5.120

Donde,

M_w : Masa de agua requerida para enfriamiento, [lb/h]

C_{p_w} : Capacidad calorífica del agua, [Btu/lbm °F]

T_s : Temperatura de salida del agua, [°F]

T_i : Temperatura de entrada del agua, [°F]

Con los datos correspondientes se obtiene la masa de agua requerida para enfriar mediante la Ecuación 5.120. Además el agua de enfriamiento va a ingresar a 12 °C y se asume una temperatura de salida de 20 °C.

$$M_w * 1 \left[\frac{Btu}{lbm \cdot ^\circ F} \right] * (68 - 53,6) [^\circ F] = 285,3 \left[\frac{lbm}{h} \right] * (360 - (-200)) \left[\frac{Btu}{lbm} \right]$$

$$M_w = 11.095 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

En la Tabla 5.58 se presentan los datos obtenidos para el diseño de ciclo de refrigeración.

Tabla 5.58 Resumen datos para el diseño del ciclo de refrigeración

Parámetro	Unidad	Valor
N	[ton]	10,7
Q_c	[kW]	136.385,3
F_{ref}	[kg/h]	129,4
β		4,1
η_s		0,67
P	[kW]	165,7
M_w	[kg/h]	1.454,13

5.17 | CENTRÍFUGA DE CANASTO (CT-1)

La cesta está suspendida en la parte inferior de un eje vertical giratorio que es accionado desde la parte superior y el medio filtrante recubre la pared perforada de la cesta. La suspensión de alimentación entra en la cesta giratoria a través de un tubo o vertedero. El líquido escurre a través del medio filtrante hasta la carcasa y sale por una tubería de descarga mientras que los sólidos forman una torta de 2 a 6 [pulg] (0,05 a 0,15 [m]) de espesor en el interior de la cesta.

La cesta pasa por medio de frenos cuando está girando lentamente (30 a 50 [rpm]), se descargan los sólidos por medio de una cuchilla rascadora que desprende la torta del medio filtrante y cae a través de una abertura situada en el fondo de la cesta. Se lava el medio filtrante para limpiarlo, se desconecta el motor y se repite el ciclo (McCabe *et al.*, 1991a).

Como se puede observar en la Figura 5.16, se considera una canasta perforada con un radio r_0 la cual está recubierta de un medio filtrante de resistencia despreciable. En un instante t durante la operación, la superficie del líquido está localizada en r_1 y la interfase líquido-sólido se localiza en r_t .

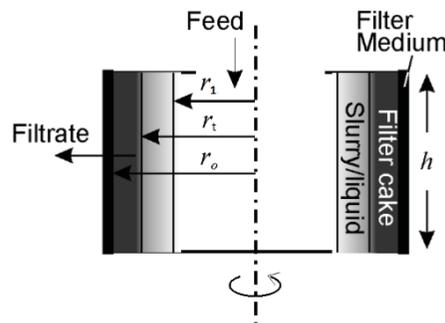


Figura 5.16 Canasta de operación de filtración centrífuga (Holdich *et al.*, 2002)

5.17.1 | Elección de la centrífuga de canasto

Para realizar la operación se va a utilizar la centrífuga de canasto Ace FTD-180. Se consideró este equipo debido a que la capacidad máxima puede centrifugar la corriente que se obtuvo del cristizador. Las dimensiones del equipo se muestran en la Tabla 5.59

Tabla 5.59 Dimensiones centrífuga de canasto modelo Ace FTD-180

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro centrífuga	[mm]	2.524
Profundidad centrífuga	[mm]	610
Factor G		410
Velocidad de rotación	[rpm]	700
Capacidad máxima	[kg]	750
Área de filtrado	[m ²]	2,9
Potencia	[kW]	15

Se consideran las relaciones típicas entre los radios de la centrífuga mientras opera (Genck *et al.*, 2008) para obtener el valor de los radios que describen la distribución de las fases durante la centrifugación:

$$r_t = 0,8 * r_0 = 1,2[m]$$

$$r_1 = 0,6 * r_0 = 0,9[m]$$

5.18 | CINTA TRANSPORTADORA (CP-1)

Para el diseño de la correa se determina la potencia necesaria para llevar los cristales de tagatosa húmedos hasta el secador rotatorio. Las ecuaciones para el de la cinta transportadora se presentan a continuación:

$$P_{total} = P_{vacía} + P_{plano} \quad \text{Ecuación 5.121}$$

$$P_{vacía} = \frac{(A * L)}{100} * v \quad \text{Ecuación 5.122}$$

$$P_{plano} = m * \left(\frac{0,48 * 0,00302 * L}{100} \right) \quad \text{Ecuación 5.123}$$

Donde,

P_{total} : Potencia total necesaria para transportar los cristales de tagatosa húmedos, [hp]

$P_{vacía}$: Potencia necesaria para mover la correa misma, [hp]

P_{plano} : Potencia necesaria para transportar los cristales de tagatosa húmedos en terreno plano, [hp]

A : Constante adimensional

L : Longitud de la correa, [m]

v : Velocidad de la correa, [m/s]

m : Flujo másico, [ton/h]

Considerando que la constante A tiene un valor de 0,88 y que la velocidad de la correa recomendada es 0,3 [m/s] (Tchobanoglous *et al.*, 1993). El flujo másico corresponde a 453 [kg/h] y la longitud de la correa es 7 [m]. Los resultados se muestran en la Tabla 5.60.

Tabla 5.60 Diseño de la cinta transportadora CP-1

Parámetro	Valor [hp]	Valor [kW]
$P_{vacía}$	0,018	0,013
P_{plano}	0,046	0,034
P_{total}	0,064	0,047

5.19 | SECADOR ROTATORIO (SR-1)

El secador rotatorio es un secador directo de aire caliente en contracorriente. El sólido por secar se introduce continuamente en uno de los extremos del cilindro giratorio, como se muestra en la Figura 5.17, mientras que el aire caliente fluye por el otro extremo. El cilindro está instalado en un pequeño ángulo con respecto a la horizontal; en consecuencia, el sólido se mueve lentamente a través del

aparato. Dentro del secador, unos elevadores que se extienden desde las paredes del cilindro en la longitud total del secador levantan el sólido y lo esparcen en una cortina móvil a través del aire; así lo exponen completamente a la acción secadora del gas. Esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia adelante del sólido. En el extremo de alimentación del sólido, unos cuantos elevadores espirales pequeños ayudan a impartir el movimiento inicial del sólido hacia adelante, antes de que este llegue a los elevadores principales (Treybal, 1997).

Los diámetros de los secadores están comprendidos entre 1 – 3 [m] y la velocidad periférica de la carcasa generalmente varía entre 20 – 25 [m/min] (McCabe *et al.*, 1991b). En el caso del largo de los secadores, el rango abarca entre 4 y 20 [m].

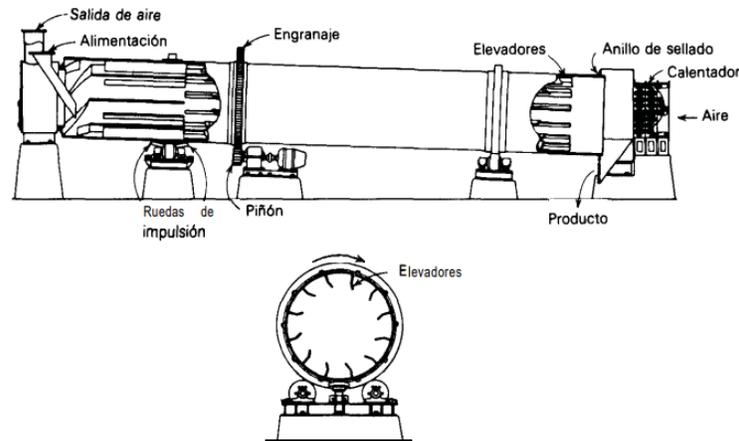


Figura 5.17 Diseño de un secador rotatorio con aire caliente en contracorriente

5.19.1 | Balance de energía del secador

Para la operación de secado de los cristales de tagatosa desde 1% hasta 0,2% de humedad, se utilizará un secador rotatorio a contracorriente con aire caliente, no aislado, como se muestra en la Figura 5.18.

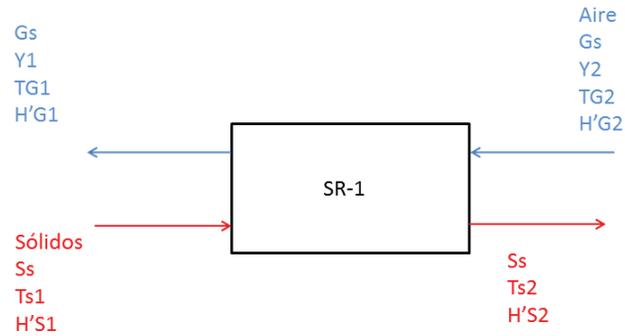


Figura 5.18 Esquema de secador rotatorio para balance de energía

Se va a calentar aire atmosférico a 25 °C y 50% de humedad relativa, pasándolo sobre espirales de calentamiento hasta que llegue a 90 °C antes de que ingrese al secador. Del secador se desea descargar a 32 °C. El sólido entrará a 5 °C y se descargará a 60 °C; el flujo de entrada del secador corresponde a 453 [kg/h].

El balance de energía alrededor del secador basado en la Figura 5.18 es:

$$S_s * H'_{s1} + G_s * H'_{g2} = S_s * H'_{s2} + G_s * H'_{g1} + Q \quad \text{Ecuación 5.124}$$

Donde,

S_s : Flujo másico de sólidos secos, [kg/h]

H'_{s1}, H'_{s2} : Entalpía sólido húmedo a la entrada y salida del secador, [J/kg]

G_s : Flujo de aire en el secador, [kg/h]

H'_{g1}, H'_{g2} : Entalpía del aire a la salida y entrada del secador, [J/kg]

Q : Pérdida neta de calor en el secador, [J/h]

La entalpía del sólido húmedo (H'_s) se determina mediante la Ecuación 5.125

$$H'_s = C_{ps} * (T_s - T_0) + X * C_{pa} * (T_s - T_0) + \Delta H_A \quad \text{Ecuación 5.125}$$

Donde,

H'_s : Entalpía del sólido húmedo, [J/kg sólido seco]

C_{ps}, C_{pa} : Capacidad calorífica del sólido y del agua, respectivamente, [J/kg °C]

T_s, T_0 : Temperatura del sólido y de referencia, [°C]

X : Humedad en base seca del sólido, [kg agua/kg sólido seco]

ΔH_A : Calor integral de humidificación con referencia al líquido y sólidos puros, [J/kg]

Con la capacidad calorífica del sólido y la del agua, con un valor correspondiente a 2.069,5 y 4.184 [J/kg °C], respectivamente. La humedad en base seca del sólido a la entrada y salida del secador es 0,01 y 0,002 [kg agua/kg sólido seco]. Además, la temperatura del sólido corresponde a 5 °C, la temperatura de referencia se considera como 0 °C y el calor integral de humidificación se desprecia. A partir de lo anterior, se calcula el valor de la entalpía del sólido a la entrada y salida del secador.

$$H'_{s1} = 2.069,5 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (5 - 0)[^\circ C] + 0,01 * 4,187 \left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (5 - 0)[^\circ C]$$

$$H'_{s1} = 10.559,1 \left[\frac{J}{kg \text{ sólido seco}} \right]$$

$$H'_{s2} = 10.389,7 \left[\frac{J}{kg \text{ sólido seco}} \right]$$

Para obtener la entalpía del gas para el sistema aire-agua a una presión de 1 atmosfera (H'_G) se utiliza la Ecuación 5.126.

$$H'_G = (1.005 + 1.884 * Y) * T_G + 2.502.300 * Y \quad \text{Ecuación 5.126}$$

Donde,

H'_G : Entalpía del gas, [J/kg aire seco]

Y : Humedad absoluta del aire, [kg agua/kg aire seco]

T_G : Temperatura del aire a la que se desea calcular la entalpía, °C

Para la entrada del gas se considera una temperatura a 90 °C y la humedad absoluta se obtuvo a través de la carta psicométrica (Apéndice E) ingresando con los datos del aire a 25 °C y 50 % de

humedad relativa, se obtuvo un valor de 0,01 [kg agua/kg aire seco]. Reemplazando los valores en la Ecuación 5.126, se obtiene:

$$H'_{G2} = (1.005 + 1.884 * 0,01) * 90 + 2.502.300 * 0,01$$

$$H'_{G2} = 117.168,6 \left[\frac{J}{kg \text{ aire seco}} \right]$$

Para la salida del secador se tiene una temperatura del aire a 32 °C, reemplazando en la Ecuación 5.126 se obtiene la Ecuación 5.127:

$$H'_{G1} = (1.005 + 1.884 * Y_1) * 32 + 2.502.300 * Y_1 \quad \text{Ecuación 5.127}$$

$$H'_{G1} = 32.160 + 2.504.184 * Y_1$$

El coeficiente de calor estimado para convección natural y radiación combinadas, desde el secador a los alrededores es 12 [W/m² °C] (Treybal, 1997).

La diferencia de temperatura entre el secador y los alrededores, se toma como:

$$\Delta T = \frac{[(90 - 25) + (32 - 25)]}{2} = 36^\circ C$$

Considerando el largo del secador rotatorio (Z) y el diámetro del equipo (T_d), se puede obtener el área expuesta (A) del equipo a través de la Ecuación 5.128 y la pérdida de calor neta se calcula mediante la Ecuación 5.129.

$$A = \pi * Z * T_d \quad \text{Ecuación 5.128}$$

$$Q = h * A * \Delta T \quad \text{Ecuación 5.129}$$

Debido a que el flujo que entra al secador es pequeño, correspondiente a 453 [kg/h], se va a considerar el diámetro del secador más pequeño dentro del rango de los valores posibles que puede tomar este parámetro, descritos al inicio de la sección 5.19, y para el caso del largo del equipo se va a tomar el mismo criterio.

$$Z = 4[m]$$

$$T_d = 1[m]$$

Por lo tanto:

$$A = \pi * 4[m] * 1[m] = 12,56[m^2]$$

$$Q = 12 \left[\frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} \right] * \frac{1}{1} \left[\frac{J/S}{W} \right] * \frac{3600}{1} \left[\frac{S}{h} \right] * 12,56[m^2] * 36^\circ C = 1,953 * 10^7 \left[\frac{J}{h} \right]$$

Considerando el balance de humedad dado por la Ecuación 5.130.

$$S_s * (X_1 - X_2) = G_s * (Y_1 - Y_2) \quad \text{Ecuación 5.130}$$

El flujo de sólidos secos se obtiene a partir de los balances de masa en la sección 4.19, el cual tiene un valor de 448 [kg/h], por lo tanto la Ecuación 5.130 queda:

$$448 * (0,01 - 0,002) = G_s * (Y_1 - 0,01) \quad \text{Ecuación 5.131}$$

Reorganizando las ecuaciones, Ecuación 5.127 y la Ecuación 5.124, y sustituyendo la entalpía del gas a la entrada del secador, se obtiene la siguiente expresión en la Ecuación 5.132.

$$\begin{aligned} & 448 * 10.559,1 + G_s * 117.168,6 \\ & = 448 * 10.389,7 + G_s * (32.160 + 2.504.184 * Y_1) + 1,953 * 10^7 \end{aligned} \quad \text{Ecuación 5.132}$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones dado por la Ecuación 5.131 y la Ecuación 5.132 se obtuvo lo siguiente:

$$Y_1 = 0,017 \left[\frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire seco}} \right]$$

$$G_s = 512 \left[\frac{kg \text{ aire seco}}{h} \right]$$

5.19.2 | Diseño del secador rotatorio

Para este tipo de equipos el tiempo promedio de paso o de retención debe ser igual al tiempo requerido de secado y se define según la Ecuación 5.133 (Treybal, 1997):

$$\Theta = \frac{\Phi_D * Z * \pi * \frac{T_d^2}{4}}{\left(\frac{S_s'}{\rho_s}\right) * \left(\pi * \frac{T_d^2}{4}\right)} = \frac{Z * \Phi_D * \rho_s}{S_s'}$$

Ecuación 5.133

Donde,

Θ : Tiempo de retención, [s]

Φ_D : Retención del sólido en un secador continuo

Z : Longitud del secador, [m]

T_d : Diámetro del secador, [m]

S_s' : Velocidad de sólidos secos, [kg sólidos/m² s]

ρ_s : Densidad del sólido, [kg/m³]

Aunque las características de los sólidos tienen un efecto considerable en la retención. La retención de un gran número de sólidos en distintas condiciones de operación puede expresarse como:

$$\Phi_D = \Phi_{D_0} \pm K * G_{av}$$

Ecuación 5.134

Φ_{D_0} : Retención del sólido sin flujo del gas

K : Factor de corrección por el efecto del flujo del gas

G_{av} : Flujo de aire seco por unidad de área, [kg aire seco/m² s]

El signo positivo (+) se utiliza para el flujo a contracorriente del gas y el signo negativo (-) para el flujo a corriente paralela. Cuando no se tiene el flujo de gas, la retención depende en cierto grado del diseño

de los elevadores y de la naturaleza del sólido, sin embargo, en condiciones normales y para ϕ_{D_0} no mayor de 0,08, la retención sin flujo de gas se puede determinar mediante la ecuación:

$$\phi_{D_0} = \frac{0,3344 * S_s'}{\rho_s * s * N^{0,9} * T_d} \quad \text{Ecuación 5.135}$$

Donde,

s: Pendiente del secador, [m/m]

N: Velocidad de rotación, [s^{-1}]

La constante K depende de las propiedades del sólido y para cálculos aproximados puede tomarse como:

$$K = \frac{0,6085}{\rho_s * d_p^{1/2}} \quad \text{Ecuación 5.136}$$

Para desarrollar la Ecuación 5.136 se necesitan de los parámetros presentes en la ecuación, para el caso del diámetro de los cristales, el cual fue determinado en la etapa de cristalización, se considera un valor de 0,47 [mm] y para la densidad de la tagatosa se toma el valor de la densidad de la galactosa, por lo tanto, se tiene que:

$$d_p = 0,00047[m]$$

$$\rho_s = 1.720 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

En consecuencia el valor del factor de corrección corresponde a $K=0,016$.

Las relaciones empíricas de los tiempos de retención son aplicables bajo condiciones razonables de flujos de gas, que no cause una formación excesiva de polvos, ya que generalmente se desea mantener el polvo bajo el 2 a 5%. Los flujos dependen del sólido, pero los rangos de flujos utilizados varían de 0,27 hasta 13,6 [$kg \text{ gas}/m^2 \text{ s}$]. Para la mayoría de los sólidos de malla 35 (0,5 [mm]), el valor de 1,36 [$kg/m^2 \text{ s}$] es un flujo ampliamente seguro.

El área de sección transversal se determina según la Ecuación 5.137:

$$A_s = \frac{\pi * T_d^2}{4} \quad \text{Ecuación 5.137}$$

Desarrollando la Ecuación 5.137, para un diámetro del secador de 1 [m] se obtiene:

$$A_s = \frac{\pi * (1[m])^2}{4} = 0,785[m^2]$$

Considerando que el flujo de aire en el secador tiene un valor de 512 [kg/h] y el área de sección transversal es 0,785 [m²] se puede calcular el flujo de aire por unidad de área (G'_s) a través de la Ecuación 5.138:

$$G'_s = \frac{G_s}{A_s} \quad \text{Ecuación 5.138}$$

A continuación, se presenta el desarrollo de la Ecuación 5.138:

$$G'_s = \frac{512 \left[\frac{kg}{h} \right]}{0,785[m^2]} * \frac{1}{3600} \left[\frac{h}{s} \right] = 0,18 \left[\frac{kg}{m^2 s} \right]$$

El flujo de aire seco por área se puede expresar mediante la Ecuación 5.139.

$$G_{av} = G'_s * \left(1 + \frac{Y_2 + Y_1}{2} \right) \quad \text{Ecuación 5.139}$$

Reemplazando los datos en la Ecuación 5.139 se obtiene:

$$G_{av} = 0,18 \left[\frac{kg}{m^2 s} \right] * \left(1 + \frac{(0,01 + 0,017) \left[\frac{kg}{kg} \right]}{2} \right) = 0,18 \left[\frac{kg \text{ aire seco}}{m^2 s} \right]$$

El flujo de sólido seco por unidad de área se mediante la Ecuación 5.140.

$$S_s' = \frac{S_s}{A_s} \quad \text{Ecuación 5.140}$$

Reemplazando los datos en la Ecuación 5.140, se calculó el flujo de sólido seco por unidad de área, obteniendo un valor de 0,158 [kg/s m²].

La velocidad de rotación se determina a través de la expresión:

$$N = \frac{v}{\pi * T_d} \quad \text{Ecuación 5.141}$$

Donde,

v : Velocidad periférica del cilindro en [m/s].

La velocidad de rotación es tal que proporciona velocidades periféricas de 0,2 a 0,5 [m/s] (Treybal, 1997). Por lo tanto, para el cálculo de la velocidad de rotación se va a considerar una velocidad promedio de 0,35 [m/s], obteniendo una velocidad de rotación de 1,11 [rps] a través de la Ecuación 5.141. Para el caso de las pendientes que presentan los diferentes secadores, se encuentran en el rango de 0 a 0,08 [m/m] (Treybal, 1997).

La retención sin flujo de gas se va a calcular mediante la Ecuación 5.135, para ello se van a considerar una pendiente del secador de 0,02 [m/m], y su valor corresponde a 0,011. A continuación, se calcula la retención del solido en el secador a través de la Ecuación 5.134, obteniendo como resultado 0,05. Finalmente se obtiene el tiempo de retención del sólido por medio de la Ecuación 5.133. Los resultados obtenidos para el diseño del secador rotatorio se presentan en la Tabla 5.61.

Tabla 5.61 Parámetros de diseño para secador rotatorio

Parámetro	Unidad	Valor
Tiempo de secado	[h]	2
Largo	[m]	4
Diámetro	[m]	1
Elevación	[m/m]	0,02
Velocidad periférica	[m/s]	0,35
Velocidad de rotación	[rpm]	67
Flujo de aire por unidad de área	[kg/m ² s]	0,18

5.20 | CINTA TRANSPORTADORA (CP-2)

El diseño de la cinta de hace de forma análoga a la sección 5.18. Para este caso el flujo másico corresponde a 448 [kg/h] y la longitud de la correa son 10 [m]. Los resultados se muestran en la Tabla 5.62.

Tabla 5.62 Diseño de la cinta transportadora CP-2

Parámetro	Valor [hp]	Valor [kW]
$P_{vacía}$	0,026	0,02
P_{plano}	0,065	0,048
P_{total}	0,091	0,068

5.21 | PISCINA DE ALMACENAMIENTO DE ELUENTE (P-1)

La piscina de almacenamiento se va a diseñar para mantener la cantidad de agua desionizada necesaria para el funcionamiento de los separadores de lecho móvil simulado. Se prefiere utilizar una piscina debido a que son grandes volúmenes de eluente los requeridos para cada proceso de separación. Al comparar el costo de inversión con 3 estanques de almacenamiento, la piscina es más conveniente.

5.21.1 | Cálculo de dimensiones de piscina de almacenamiento

La piscina se va a diseñar en base a la cantidad de eluente necesario para cada equipo de separación durante un turno de operación. Para el dimensionamiento de la piscina es necesario conocer el volumen total que ésta va a tener. Por consiguiente, se va a determinar el volumen de eluente, el cual corresponde a agua desionizada de acuerdo a la Ecuación 5.142:

$$V_{eluyente} = \frac{F_{elu}}{\rho_{elu}} * t \quad \text{Ecuación 5.142}$$

Donde,

$V_{eluyente}$: Volumen de eluente necesario para un turno de operación al día, [m³]

F_{elu} : Flujo de eluente necesario para realizar la separación en el SMB, [kg/h]

ρ_{elu} : Densidad del eluente, [kg/m³]

t : Tiempo de duración de un turno de operación al día, [h]

Para determinar el volumen de eluente necesario en cada caso se van a considerar los valores calculados en el capítulo de balances de masa, además cada turno va a durar 8 horas.

A continuación, se va a realizar un ejemplo de cálculo con el agua requerida para el caso del primer sistema de separación SMB-1.

$$V_{eluyente} = \frac{21.820 \left[\frac{kg}{h} \right]}{1.000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} * 8[h] = 174,56[m^3]$$

Realizando este proceso para cada caso es posible obtener el volumen total de agua desionizada que va a tener la piscina. El resumen de los cálculos se muestra en la Tabla 5.63

Tabla 5.63 Corriente de eluente para cada separación de lecho móvil simulado

Equipo de separación	$F_{\text{eluente}} \text{ [kg/h]}$	$V_{\text{eluente}} \text{ [m}^3\text{]}$
SMB-1	21.820	174,6
SMB-2	41.861	334,4
SMB-3	4.537	36,3
Total		545,3

Para determinar las dimensiones de la piscina se va a considerar un 20% más, respecto al volumen de eluente total, para evitar rebalses del agua. Por lo tanto, el volumen total de la piscina de almacenamiento corresponde a 655 [m³] aproximadamente. En la Figura 5.19 se indican las medidas de la piscina de almacenamiento de eluente.

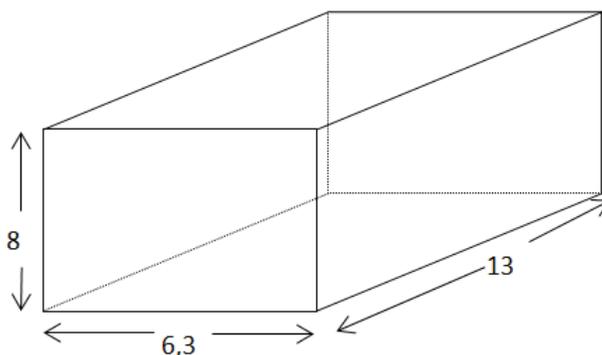


Figura 5.19 Dimensiones piscina de almacenamiento de eluente

5.22 | TOLVA DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO (T-1)

El producto final corresponde a cristales de tagatosa con una humedad del 0,2% en base seca, los cuales se van a disponer en una tolva de almacenamiento durante un turno de operación y luego pasarán al área de envasado.

La tolva consiste en cilindros metálicos cuya sección más habitual se muestra en la Figura 5.20.

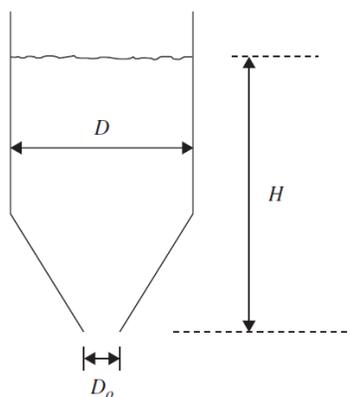


Figura 5.20 Tolva para almacenar y descargar cristales de tagatosa

Para la descarga se tiene una compuerta de fácil manejo donde el producto se lleva al área de envasado y posteriormente a camiones transportadores. La Tabla 5.64 sirve para la elección del tipo de tolva a utilizar en estos equipos.

Tabla 5.64 Dimensionamiento de tolvas de acuerdo a la capacidad de cristales a almacenar (Construequipos Agroindustriales, 2017)

Modelo	Diámetro [m]	Altura cuerpo [m]	Altura total [m]	Anillos	Capacidad [m ³]
T.4	1,82	0,77	2,58	1	3,87
T.6	1,82	1,54	3,35	2	5,87
T.8	1,82	2,31	4,12	3	7,88
T.10	1,82	3,08	4,89	4	9,88

El volumen de la tolva se va a determinar en base a la Ecuación 5.143.

$$V_{T-1} = \frac{F_p * 8[h]}{\rho_m} * f \quad \text{Ecuación 5.143}$$

Donde,

V_{T-1} : Volumen útil de la tolva de almacenamiento, [m³]

F_p : Corriente de producto final del proceso, [kg/h]

ρ_m : Densidad de la corriente de producto final del proceso, [kg/ m³]

f : Factor de seguridad

A continuación se realizará el cálculo del volumen útil, considerando un factor de seguridad del 20% y a partir de la corriente proveniente del secador de cristales de tagatosa, el cual corresponde a 448 [kg/h].

$$V_{T-1} = \frac{448 \left[\frac{kg}{h} \right] * 8[h]}{1.717,5 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} * 1,2 = 2,5[m^3]$$

De acuerdo al requerimiento de volumen necesario para almacenar el producto en forma de cristales y de la Tabla 5.64 se selecciona el modelo de Tolva T.4.

5.23 | SISTEMA DE VACÍO

5.23.1 | Condensador barométrico (CB-2)

Para determinar la cantidad de agua necesaria y llevar a cabo la condensación para el evaporador EV-2, el cálculo se realiza de forma análoga a la sección 5.10.4 (condensador barométrico para evaporador EV-1). La temperatura del vapor que sale del tercer efecto se encuentra a 60 °C y su entalpía corresponde a 623,2 [kcal/kg], además se considera que la alimentación de agua para la condensación está a la temperatura de salida del condensado del primer evaporador, es decir a 22 °C y saldrá a 32 °C y sus entalpías corresponden a 22,09 y 31,99 [kcal/kg], respectivamente.

Por lo tanto, reemplazando los datos en la Ecuación 5.95, se obtiene:

$$1.346 \left[\frac{kg}{h} \right] * 623,2 \left[\frac{kcal}{kg} \right] + W_{a_{Ev2}} \left[\frac{kg}{h} \right] * 22,09 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = (1.346 + W_{a_{Ev2}}) \left[\frac{kg}{h} \right] * 31,99 \left[\frac{kcal}{kg} \right]$$

$$W_{a_{Ev2}} = 80.380,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

En la Tabla 5.65 se resumen los datos obtenidos para el condensador barométrico correspondiente a cada evaporador de 3 efectos de la planta.

Tabla 5.65 Resumen condensadores barométricos para los evaporadores de la planta

Parámetros	Unidad	EV-1	EV-2
W_v	[kg/h]	9.654,9	1.346
W_a	[kg/h]	581.465,15	80.380,6
H_v	[kcal/kg]	627,35	623,2
H_{L1}	[kcal/kg]	12,04	22,09
H_{L2}	[kcal/kg]	22,09	31,99

5.23.2 | Eyectores

Además del agua necesaria en el condensador barométrico, se requiere del uso de eyectores para lograr el vacío del sistema, debido a que estos son capaces de condensar gases y el aire que ingresa al sistema durante la generación de vacío por medio de la utilización de un vapor comprimido.

Estos equipos son mucho más eficientes a la hora de hacer vacío que las bombas a vacío, pero carecen de un control adecuado. Pueden ser diseñados para operar en una etapa o bien en varias etapas si es que así se requiere. Como la presión de vacío que se requiere en el sistema es del orden de 0,13 [atm], se puede utilizar un sistema de eyector simple sin problemas (Walas *et al.*, 2009). Para el diseño de los eyectores se utiliza el Apéndice H.2 utilizando un vapor comprimido a 100 [psig] con una presión de succión de 1,79 [psig], y considerando una descarga de 14,7 [psi] se entra a la gráfica

con las razones presión de succión/presión del vapor comprimido y presión atmosférica/presión de succión, así se obtiene un valor de consumo del eyector de 0,15 [lb aire/lb vapor].

La cantidad de aire ingresado al sistema puede ser calculado por la Ecuación 5.144.

$$m = k * V^{2/3} \quad \text{Ecuación 5.144}$$

Donde,

m : Masa de aire que ingresa, [lb/h]

k : Constante dependiente de la presión sometida al sistema, [lb/h pie²]

V : Volumen del sistema, [pie³]

De acuerdo a la presión del sistema la constante k tiene un valor de 0,194 [lb/h pie²]. El volumen del sistema está determinado por el tipo de condensador barométrico que será utilizado, estos fueron seleccionados de acuerdo al flujo máximo de agua que permiten tratar y se resumen en la Tabla 5.66.

Tabla 5.66 Condensadores barométricos utilizados en cada evaporador (Schutte & Koerting, 2017)

Modelo	Evaporador	Flujo máximo a tratar [L/h]	Volumen [L]
Modelo S&K Multi Jet Tipo 590-37	EV-1	726.796,8	11.628
Modelo S&K Multi Jet Tipo 590-26	EV-2	85.172	1.420

Reemplazando el volumen útil de cada condensador seleccionado en la Ecuación 5.144 y utilizando la razón obtenida desde el Apéndice H.2, se realizará a modo de ejemplo el cálculo para el evaporador EV-1.

$$m = 0,194 \left[\frac{lb}{h \text{ pie}^2} \right] * \left(11.628 [L] * \frac{1}{1000} \left[\frac{m^3}{L} \right] * \left(\frac{1}{0,3048} \left[\frac{pie}{m} \right] \right)^3 \right)^{\frac{2}{3}} = 24,28 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

$$24,28 \left[\frac{lb}{h} \right] * \frac{0,4536 [kg]}{1 [lb]} = 11 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$\frac{24,28 \left[\frac{lb_{aire}}{h} \right]}{0,15 \left[\frac{lb_{vapor}}{h} \right]} = 161,8 \left[\frac{lb_{vapor}}{h} \right] = 73,4 \left[\frac{kg_{vapor}}{h} \right]$$

El resumen de las corrientes de vapor y aire para cada condensador se resumen en la Tabla 5.67.

Tabla 5.67 Vapor comprimido requerido para el proceso de vacío para cada evaporador

Evaporador	Masa de aire [kg/h]	Vapor requerido [kg/h]
EV-1	11	73,4
EV-2	1,197	7,98

5.24 | EFICIENCIA ENERGÉTICA DE LA PLANTA, REDES DE AGUA Y CALOR

Un factor importante para que el proyecto sea rentable en el tiempo, es el uso eficiente de los suministros disponibles en la planta. Debido a que para todas las transferencias de energía en el proceso de la planta se está utilizando agua como medio de calefacción y enfriamiento, se realizó un análisis conjunto para las redes de agua y calor, de forma de generar un circuito para la utilización de este suministro.

Para el criterio de selección del circuito se consideró reutilizables aquellas aguas que no hayan entrado en contacto directo con la materia procesada o que posean una contaminación ínfima. El análisis de las temperaturas de cada una de las corrientes da cuenta de la configuración que se debe seguir en la red de forma de ir de un gradiente descendente a ascendente o viceversa. Se decidió dividir esta red en un total de tres secciones: una que va desde la temperatura más fría disponible hasta una temperatura media, las que luego serán enfriadas en la torre de enfriamiento, mientras que la otra red va desde la temperatura más caliente hasta una temperatura intermedia, volviendo a calentarse luego mediante el uso de una caldera.

La Tabla 5.68 muestra el total de agua utilizada en los procesos de la planta y su factibilidad de uso.

Tabla 5.68 Procesos que involucran el consumo de agua en la planta y su aplicabilidad al reúso

Proceso	Descripción	Reutilizable
Agua para calentamiento en M-1	Agua necesaria para aumentar la temperatura del mezclador	Si
Agua para enfriar temperatura en R-1	Agua necesaria para enfriar la temperatura en el reactor	Si
Agua para mantención de temperatura en E-1	Agua necesaria para mantener la temperatura en el estanque	Si
Agua de elución para SMB-1	Agua necesaria para la operación de SMB	No
Agua de elución para SMB-2	Agua necesaria para la operación de SMB	No
Agua para condensador CB-1	Agua necesaria para condensar el vapor del último efecto	Si
Agua para mantención de temperatura en E-2	Agua necesaria para mantener la temperatura del estanque	Si
Agua para mantener temperatura en R-2	Agua necesaria para mantener la temperatura del reactor	Si
Agua de elución para SMB-3	Agua necesaria para la operación de SMB	No
Agua para condensador CB-2	Agua necesaria para condensar el vapor del último efecto	Si
Agua para ciclo de enfriamiento en C-1	Agua necesaria para enfriar el condensador en el ciclo refrigerante	Si
Agua para alimentar CA-1	Agua necesaria para generar vapor vivo en la caldera	Si

5.24.1 | Ordenamiento de la red agua caliente y agua fría

A partir de los balances de masa y de energía realizados, y de acuerdo a la selección de corrientes realizada en la Tabla 5.68, se procede a elegir las siguientes corrientes para cada red de calor, ordenándolas de acuerdo a la mayor y menor temperatura.

Tabla 5.69 Corrientes utilizadas en la red de calor de agua y vapor caliente

Procesos con consumo de vapor y agua caliente	Temperatura
Agua para generación de vapor vivo EV-1	100 °C
Agua para generación de vapor vivo EV-2	100 °C
Agua para generación de vapor vivo IC-1	100 °C
Agua para generación de vapor vivo IC-2	100 °C
Agua para mantener la temperatura en E-2	>70 °C
Agua para mantener la temperatura en R-2	>70 °C
Agua para mantener la temperatura en E-1	>40 °C
Agua para calentar la temperatura en M-1	>35 °C

Tabla 5.70 Corrientes utilizadas en la red de calor de agua fría

Procesos con consumo de agua fría	Temperatura
Condensador barométrico CB-1	12 °C
Agua para enfriar condensador en C-1	20 °C
Condensador barométrico CB-2	22 °C
Agua para enfriar temperatura en R-1	<35 [°C]

Para la regeneración de las líneas de agua se utiliza una caldera (CA-1) para las corrientes de agua caliente y una torre de enfriamiento (TE-1) para las corrientes de agua fría.

Para las corrientes ya diseñadas se toman los flujos másicos y temperaturas ya calculados, mientras que para los demás equipos se calculan las temperaturas de acuerdo al requerimiento y la temperatura que tenga la red en ese punto.

5.24.2 | Configuración y control sobre las redes de agua y calor

Una vez conformadas y ordenadas las redes se debe obtener la deriva (by-pass) que se necesita en cada una de las corrientes, de manera que estas no afecten el diseño de los equipos. Para esto se deben realizar balances de energía por cada desviación que exista en la red, calculándose los flujos másicos y las temperaturas que cada corriente debe tener. La Figura 5.21 resume la configuración utilizada en la red de calor y agua.

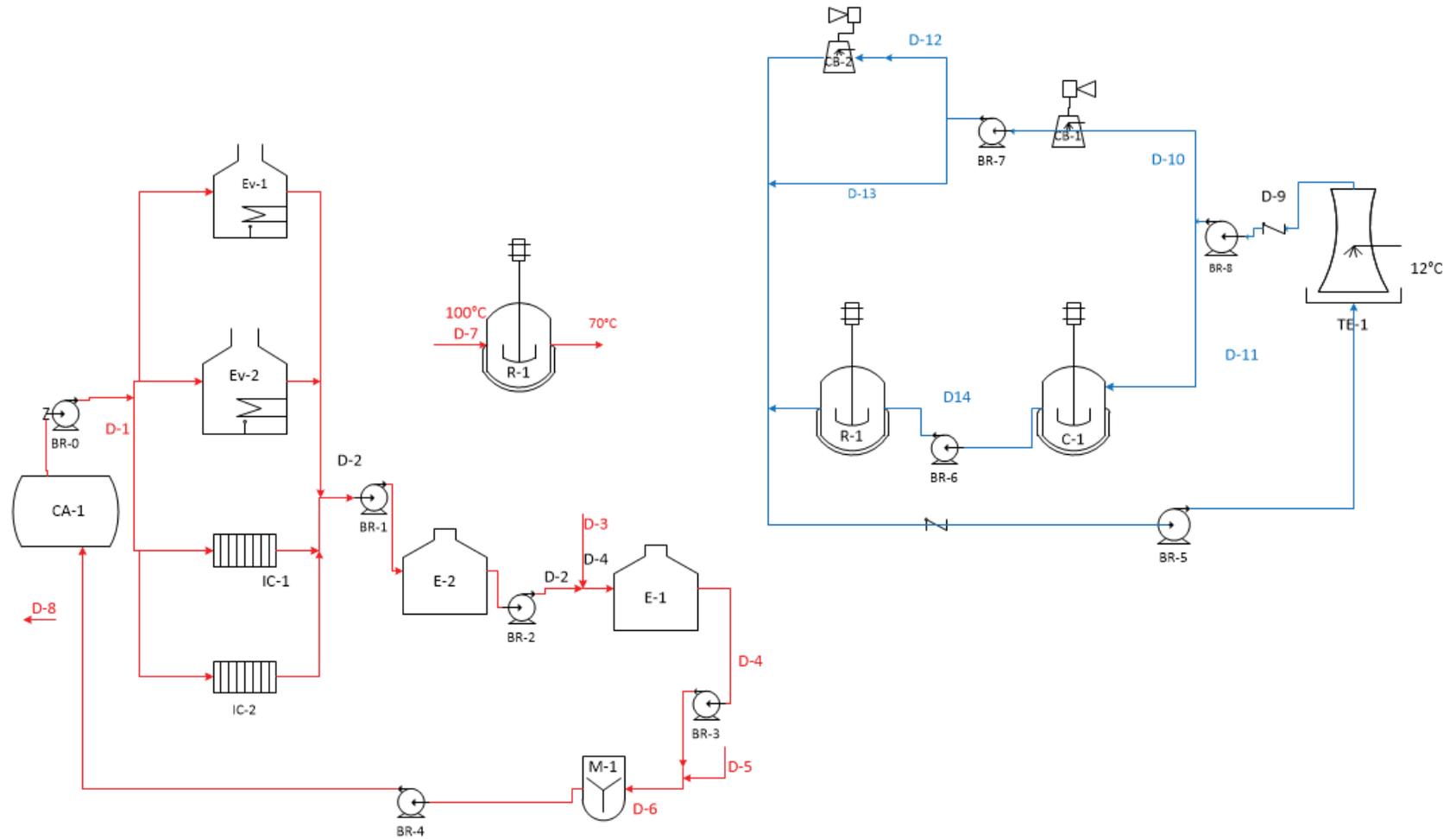


Figura 5.21 Configuración de la red de agua y calor en la planta

Tabla 5.71 Simbología redes de calor

Simbología	Significado
BR	Bomba
CA	Caldera
CB	Condensador barométrico
C	Cristalizador
E	Estanque almacenamiento o ecualizador
EV	Evaporador
R	Reactor

Los balances de energía para determinar los flujos a derivar en cada separación de la red se realizan a continuación:

Red de agua caliente

Asumiendo que un kilo de vapor vivo que entra al evaporador y al intercambiador de calor genera un kilo de condensado, se calcula la cantidad de líquido saturado a 100 °C:

$$F_{D1} = F_{D2} = 874,8 \left[\frac{kg}{h} \right] + 565,5 \left[\frac{kg}{h} \right] + 10.919 \left[\frac{kg}{h} \right] + 1.448,7 \left[\frac{kg}{h} \right] = 13.808 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El estanque E-2 requiere mantener la temperatura por sobre los 70 °C, para lograr esta condición con el flujo de líquido saturado a 100 °C se calculó que el ΔT debe ser 29 °C, como se muestra a continuación.

$$\Delta T = \frac{400.322 \left[\frac{Kcal}{h} \right]}{13.808 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right]} = 29^\circ C$$

Se obtiene un flujo de 13.808 [kg/h] a 71 °C con el cual se mantiene la temperatura sobre los 40 °C en el estanque E-1. Se va a considerar un ΔT igual a 31 °C, para calcular el flujo requerido en el serpentín del equipo, obteniendo:

$$F_{D4} = \frac{634.655,8 \left[\frac{Kcal}{h} \right]}{1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (71 - 40)^\circ C} = 20.472,7 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Por lo tanto, se agrega otra corriente con líquido saturado (D_3), y el flujo corresponde a:

$$F_{D3} = 20.472,7 \left[\frac{kg}{h} \right] - 13.808 \left[\frac{kg}{h} \right] = 6.664,7 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La temperatura de la corriente D_4 se va a determinar a través de un balance de energía en el punto de mezcla de las corrientes, considerando como base el líquido a 0 °C, a través de la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} F_{D2} * C_{p D2} * (T_2 - T_{ref}) + F_{D3} * C_{p D3} * (T_{D3} - T_{ref}) \\ = F_{D4} * C_{p D4} * (T_{D4} - T_{ref}) \end{aligned} \quad \text{Ecuación 5.145}$$

Donde,

F_{Dn} : Flujo másico de la corriente n de agua, [kg/h]

$C_{p Dn}$: Capacidad calorífica de la corriente n, [kcal/kg °C]

T_{Dn} : Temperatura a la cual se encuentra la corriente n, °C

T_{ref} : Temperatura de referencia de la base de entalpía, °C

Con los datos correspondientes se obtiene la temperatura de la corriente D_5 .

$$\begin{aligned} 13.808 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (70 - 0)^\circ C + 6.664,7 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (100 - 0)^\circ C \\ = 20.472,7 * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (T_{D4} - 0)^\circ C \\ T_{D4} = 79,7^\circ C \end{aligned}$$

Por lo tanto, la corriente D_4 corresponde a 20.472,7 [kg/h] ingresando a 79,7 °C al estanque E-1. y sale a 50,7 °C, para dirigirse hasta el estanque M-1, donde la corriente de agua caliente pasa por el serpentín con el fin de aumentar la temperatura hasta 35 °C en el estanque mezclador.

Se va a considerar que a la salida del mezclador la temperatura de la corriente sea mayor a 38 °C para luego retornar el flujo a la caldera. Considerando un ΔT igual a 10,7 °C, se calcula la cantidad de agua requerida para pasar por el serpentín del equipo.

$$F_{D_6} = \frac{377.757,2 \left[\frac{Kcal}{h} \right]}{10,7 \text{ } ^\circ C * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right]} = 35.304,4 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{D_5} = 35.304,4 \left[\frac{kg}{h} \right] - 20.472,7 \left[\frac{kg}{h} \right] = 14.831,7 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La corriente D_5 corresponde al flujo de líquido saturado a 100 °C, por lo que se realiza un balance de energía al punto de mezcla para obtener la temperatura la corriente D_6 , de acuerdo a la Ecuación 5.145, obteniendo como resultado:

$$T_{D_6} = 71,4 \text{ } ^\circ C$$

La corriente D_6 corresponde a 35.304,4 [kg/h] a 71,4 °C, la cual ingresa al estanque mezclador para calentar la solución hasta 35 °C. La corriente D_6 va a salir de M-1 a 60,7 °C y va a retornar a la caldera CA-1.

En el caso de R-2, la corriente D_7 va a alimentar el flujo del serpentín del reactor de isomerización con 2.862,3 [kg/h] a 100 °C. Se consideró el primer lote, ya que es el que mayor requerimiento energético posee.

El líquido adicional debe ser suplementado a la red y salir por D_8 según:

$$F_{D_8} = F_{D_3} + F_{D_5} + F_{D_7} = 6.664,7 \left[\frac{kg}{h} \right] + 14.831,7 \left[\frac{kg}{h} \right] + 2.862,3 \left[\frac{kg}{h} \right] = 24.358,7 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

A través de la Ecuación 5.145 se realiza el balance de energía en el punto de mezcla para obtener la temperatura de la corriente D_8 , la cual corresponde a 74,6 °C.

La temperatura a la entrada de la caldera va a considerar la temperatura de la corriente D₈ y la que se obtuvo a la salida del mezclador. Por lo tanto, se obtiene:

$$\begin{aligned}
 & 24.358,7 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (74,6 - 0)^\circ C + 35.304,4 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (61 - 0)^\circ C \\
 & = 59.663 \left[\frac{kg}{h} \right] * 1 \left[\frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * (T_{Caldera} - 0)^\circ C \\
 & T_{Caldera} = 66,5^\circ C
 \end{aligned}$$

Los resultados de red de agua caliente se presentan en la Tabla 5.72.

Tabla 5.72 Resultados de la red de agua caliente

Consumo de agua caliente	T entrada °C	T salida °C	Nombre corriente	Corriente másica [kg/h]
Generación vapor vivo EV-1	100	100	D-1	10.919
Generación vapor vivo EV-2	100	100	D-1	1.448,7
Generación vapor vivo IC-1	100	100	D-1	874,8
Generación vapor vivo IC-2	100	100	D-1	565,5
Mantener temperatura en E-2	100	71	D-2	13.808
Mantener temperatura en R-2	100	80	D-7	2.862,3
Mantener temperatura en E-1	80	51	D-4	20.472,7
Calentar temperatura en M-1	71	61	D-6	35.304,4

Red de agua fría

Se realizará el cálculo de la temperatura de entrada de la red de agua fría a la torre de enfriamiento, junto con los flujos derivados en cada sección.

La masa total que circula por la corriente se puede calcular como:

$$F_{D9} = W_{B\ CB-1} + W_{B\ C-1}$$

$$F_{D9} = 581.465,15 \left[\frac{kg}{h} \right] + 5.031,6 \left[\frac{kg}{h} \right] = 586.496,75 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Desde la torre de enfriamiento se va a llevar el flujo másico a 12 °C hasta el condensador barométrico CB-1 y el condensador del cristalizador C-1.

Por lo tanto,

$$F_{D10} = 581.465,15 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{D11} = 5.031,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Lo que se obtiene del condensador barométrico CB-1 a 22 °C se divide en dos corrientes, una que se recircula a la torre de enfriamiento y otra que llega hasta CB-2.

$$F_{D12} = 80.380,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{D13} = 581.465,15 \left[\frac{kg}{h} \right] - 80.380,6 \left[\frac{kg}{h} \right] = 501.084,5 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La corriente de agua de enfriamiento D₁₁ sale del cristalizador a una temperatura de 20°C, e ingresa al reactor R-1.

$$F_{D14} = 5.031,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La corriente D₁₄ saldrá a 32,5 °C del serpentín del reactor R-1 y se retorna a la torre de enfriamiento.

Los resultados de la red de agua fría se presentan en la Tabla 5.73.

Tabla 5.73 Resultados de la red de agua fría

Consumo de agua fría	T entrada [°C]	T salida [°C]	Nombre corriente	Corriente másica [kg/h]
Condensador barométrico CB-1	12	22	D-10	581.465,15
Enfriar temperatura en C-1	12	20	D-11	5.031,6
Condensador barométrico CB-2	22	32	D-12	80.380,6
Enfriar temperatura en R-1	20	32,5	D-14	5.031,6

5.24.3 | Consideraciones y conclusiones de las redes de calor y de agua

Dentro de las ventajas generadas al formar la red se pueden indicar:

- La red caliente aprovecha los líquidos saturados provenientes de las evaporaciones, utilizando estos para calentar a uno de los intercambiadores de calor, los que requieren mayor flujo. El mezclamiento de las corrientes produce finalmente un líquido a 66,5 °C, el que requiere de un menor consumo de combustible en la caldera.
- Disminución del consumo de agua general en la planta, reduciendo los costos de producción.

Debido a la corrosión que existe siempre en las cañerías y al desprendimiento de iones dentro de estas, el agua en circuitos cerrados debe ser recambiada, requiriéndose de una corriente fresca de agua, calculada como un porcentaje del total de agua en la red. Las consideraciones que se realizan para el recambio de agua en las redes se indican a continuación:

- En el caso de la corriente fría se considera un factor del 5%, esto debido a que en promedio se tienen pérdidas de masa de agua por evaporación de 1% de la masa recirculada cada 5,5 °C en la torre de enfriamiento, sumadas a un 0,25% de pérdidas por arrastre con aire y un 3% por purga para evitar acumulación de sales en la torre (Cheresources, 2009).

- La corriente caliente está constantemente siendo alimentada, por lo que para el cálculo del recambio necesario en la red solo se considera ese flujo.

5.25 | CALDERA (CA-1)

Este equipo es necesario para generar los vapores requeridos en los procesos de calentamiento. Para generar el calor es necesario de un combustible y en este caso se utilizará Diesel N°6. El consumo de combustible requerido puede ser calculado por la Ecuación 5.146.

$$M_C * LHV = V * (C_{ps\ agua} * T_v - C_{pe\ agua} * T_{e\ agua} + \lambda_v) \quad \text{Ecuación 5.146}$$

Donde,

M_C : Masa de combustible requerida, [kg/h]

LHV : Poder calorífico interno del combustible, [kJ/kg]

V : Masa de vapor que se requiere producir, [kg/h]

$C_{ps\ agua}$: Capacidad calorífica del agua a la temperatura del vapor, [kJ/kg °C]

$C_{pe\ agua}$: Capacidad calorífica del agua a la temperatura de entrada, [kJ/kg °C]

T_v : Temperatura del vapor de salida de la caldera, °C

$T_{e\ agua}$: Temperatura del agua a la entrada de la caldera, °C

λ_v : Calor latente de vaporización del agua a la temperatura del vapor, [kJ/kg]

El Poder calorífico inferior es la cantidad de calor que resulta al restar el poder superior, el calor latente del agua formada por la combustión del hidrógeno contenido en el combustible. Mientras que el poder calorífico superior se trata de la cantidad total de calor otorgado por el mismo. Lo anterior, se describe por las siguientes ecuaciones (Podolski *et al.*, 2001).

$$LHV = HHV - 214 * H \quad \text{Ecuación 5.147}$$

$$HHV = (146,58 * C + 568,79 * H + 29,4 * S - 6,58 * A - 51,53 * (O + N)) * 2,326 \quad \text{Ecuación 5.148}$$

Donde,

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

C, H, S, A, O, N: Fracción de carbono, hidrógeno, azufre, cenizas, oxígeno y nitrógeno en el combustible, respectivamente.

Los porcentajes de los elementos respectivos en el Gasoil N°6 de 15,5° API se presentan en la tabla

Tabla 5.74.

Tabla 5.74 Fracción de elementos en el combustible Gasoil N°6

Elemento	Porcentaje (p/p)
Carbono	84,67
Hidrógeno	11,02
Oxígeno	0,38
Nitrógeno	0,18
Azufre	3,97
Cenizas	0,02

Reemplazando los datos de la Tabla 5.74 en la Ecuación 5.148 y desarrollando la Ecuación 5.147 se obtiene:

$$HHV = (146,58 * 0,8467 + 568,79 * 0,1102 + 29,4 * 0,0397 - 6,58 * 0,0002 - 51,53 * (0,0038 + 0,0018)) * 2,326 * 100 = 43.651,4 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$LHV = 43.651,4 - 214 * 0,1102 * 100 = 41.293,12 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

Considerando que la masa de vapor que se requiere producir es 13.808 [kg/h], la capacidad calorífica del agua a la temperatura del vapor y a la temperatura de entrada son 4,21 y 4,18 [kJ/kg °C], respectivamente.

La temperatura del agua a la entrada de la caldera corresponde a 66,5 °C y el calor latente de vaporización del agua a 100 °C es 2.256,5 [kJ/kg].

A continuación, se desarrolla la Ecuación 5.146.

$$\begin{aligned}
 M_C * 41.293,12 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \\
 &= 13.808 \left[\frac{kg}{h} \right] * \left(4,21 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * 100^\circ C - 4,18 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right] * 66,5^\circ C + 2.256,5 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \right) \\
 M_C &= 802,4 \left[\frac{kg}{h} \right]
 \end{aligned}$$

Para la planta de producción, se va a escoger una caldera de tipo acuotubular, son aquellas calderas en las que el fluido de trabajo se desplaza por tubos durante su calentamiento, además permiten altas presiones a su salida y tienen gran capacidad de generación.

5.26 | TORRE DE ENFRIAMIENTO (TE-1)

5.26.1 | Capacidad de enfriamiento y selección del equipo

El equipo seleccionado debe ser capaz de tratar el flujo de la red fría correspondiente a 586.496,75 [kg/h] lo que como flujo volumétrico es 586,5[m³/h]. En base a este flujo se selecciona la torre de enfriamiento descrita en la Tabla 5.75.

Tabla 5.75 Características de la torre de enfriamiento Frimont T62 (Frimont, 2017)

Característica	Unidad	Valor
Modelo		T62
Largo	[m]	9
Ancho	[m]	2
Área	[m ²]	18
Flujo máximo	[m ³ /h]	703
Cantidad de ventiladores/modulo		3
Consumo	[kW]	15

5.26.2 | Curva de operación y equilibrio

El diseño de la torre de enfriamiento se realiza en base a las características que posee el aire a la temperatura promedio donde se va a instalar la planta, para este caso, la ciudad de Coronel, ubicada en la octava región. El desarrollo del diseño se realiza en base a las ecuaciones que se presentan a continuación:

$$C_s = C_{p \text{ aire sat}} + C_{p \text{ agua sat}} * Y_s \quad \text{Ecuación 5.149}$$

$$H_i = C_{s \text{ sat}} * (T - T_{ref}) + \lambda_{vap} * Y_s \quad \text{Ecuación 5.150}$$

$$Y_s^* = \frac{P_{v \text{ agua}}}{P_t - P_{v \text{ agua}}} \quad \text{Ecuación 5.151}$$

$$Y_s = \frac{PM_{\text{agua}}}{PM_{\text{aire}} * Y_s^*} \quad \text{Ecuación 5.152}$$

Donde,

C_s : Capacidad calorífica de la mezcla saturada, [kJ/kg °C]

$C_{p \text{ aire sat}}$: Capacidad calorífica del aire saturado, [kJ/kg °C]

$C_{p\text{ agua sat}}$: Capacidad calorífica del agua saturada. [kJ/kg °C]

Y_s : Razón másica entre agua y aire, [kg agua/kg aire]

Y_s^* : Razón molar entre agua y aire, [mol agua/mol aire]

H_i : Entalpía de la mezcla aire-agua, [kJ/kg]

λ_{vap} : Calor latente de vaporización, [kJ/kg]

PM_{aire}, PM_{agua} : Peso molecular del aire y agua, respectivamente, [g/mol]

Considerando que la capacidad calorífica del aire saturado y agua saturada corresponde a 0,961 y 4,2 [kJ/kg °C], respectivamente. El calor latente de vaporización es 2.522,9 [kJ/kg] y que el peso molecular para el agua es 18 [g/mol] y para el aire es 28,9 [g/mol], se calculan los datos entregados en la Tabla 5.76.

Tabla 5.76 Propiedades del sistema agua-aire entre 10 y 40 °C

Temperatura °C	$P_{\text{vapor agua}}$ [atm]	C_s [kJ/kg °C]	[mol H ₂ O/mol aire]	[kg H ₂ O/kg aire]	H_i [kJ/kg]
10	0,012	0,975	0,012	0,007	28,41
20	0,023	0,989	0,024	0,015	56,46
30	0,043	1,012	0,044	0,027	98,20
40	0,073	1,053	0,079	0,049	164,03

Con las condiciones promedios del aire de Coronel presentadas en la Tabla 4.24 de la sección de balance de masa e interceptándolas en el diagrama psicrométrico del Apéndice E se puede conocer la temperatura de bulbo húmedo que corresponde a 11 °C.

Para determinar la entalpía de entrada a la torre de enfriamiento se considera que esta lo hace con un 100% de humedad relativa a 28 °C.

Tabla 5.77 Entalpía del aire a las condiciones del proceso

Temperatura BH °C	Humedad relativa (%)	Entalpía [kJ/kg]
11	75	33
28	100	90

BH: Bulbo húmedo

La línea de operación del sistema se puede calcular como indica la Ecuación 5.153.

$$\left(\frac{L * C_p \text{ agua}}{G_s \text{ min}} \right)_{max} = \left(\frac{H_{g2} - H_{g1}}{T_2 - T_1} \right) \quad \text{Ecuación 5.153}$$

Donde,

L : Flujo de líquido entrante a la torre de enfriamiento, [kg/h]

$G_s \text{ min}$: Flujo mínimo de aire, [kg/h]

La torre se diseña para la máxima capacidad del equipo, es decir, 703 [m³/h]. Por lo tanto, al reemplazar este valor y los presentes en la Tabla 5.77 en la Ecuación 5.153 se puede obtener el flujo de aire mínimo necesaria para la operación, de tal manera de disminuir la temperatura hasta 12 °C. Considerando que el flujo de líquido que entra a la torre corresponde a 419.556,77 [kg/h], se obtiene:

$$\left(\frac{586.496,75 \left[\frac{kg}{h} \right] * 4,2 \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right]}{G_s \text{ min}} \right)_{max} = \left(\frac{(90 - 33) \left[\frac{kJ}{kg} \right]}{(28 - 11) \text{ } ^\circ C} \right)$$

$$G_s \text{ min} = 734.664,35 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El flujo de operación se puede calcular por medio de la Ecuación 5.154.

$$G_s \text{ operación} = 1,5 * G_s \text{ min}$$

Ecuación 5.154

Por lo tanto se obtiene:

$$G_{s \text{ operación}} = 1,5 * 734.664,35 \left[\frac{kg}{h} \right] = 1.101.996,5 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

La pendiente de operación se obtiene reemplazando estos valores en la siguiente expresión:

$$m_{op} = \left(\frac{586.496,75 * 4,2}{1.101.996,5} \right)_{max} = 2,23$$

A partir del valor de la pendiente de operación se tiene el valor corregido de H_{g2} .

$$H_{g2} = 2,23 * (28 - 11) + 33 = 70,9 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

5.26.3 | Altura de empaque necesaria

La altura de empaque para la torre de enfriamiento se puede conocer mediante la Ecuación 5.155.

$$Z = H_{tog} * N_{tog} \quad \text{Ecuación 5.155}$$

Donde,

Z : Altura necesaria de empaque, [m]

H_{tog} : Altura de sección de empaque, [m]

N_{tog} : Número de secciones de altura de empaque, [m]

La altura de sección de empaque se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 5.156 y la Ecuación 5.157.

$$H_{tog} = \frac{G_{op}}{A} \quad \text{Ecuación 5.156}$$

$$kga = 0,0068 * \left(\frac{L}{A}\right)^{0,4} * \left(\frac{G_{op}}{A}\right)^{0,5} \quad \text{Ecuación 5.157}$$

Donde,

A: Área de transferencia del equipo, [pie²]

L, G_{op}: Flujo de operación del líquido y del aire, respectivamente, [lb/h]

kga: Coeficiente volumétrico de transferencia de masa para el gas, [kg/m³ s]

Realizando el reemplazo se tiene:

$$kga = 0,0068 * \left(\frac{586.496,75 \left[\frac{kg}{h}\right] * \frac{2,2046 \left[\frac{lb}{kg}\right]}{1}}{18[m^2] * \frac{10,764 \left[\frac{pie^2}{m^2}\right]}{1}} \right)^{0,4} * \left(\frac{1.101.996,5 \left[\frac{kg}{h}\right] * \frac{2,2046 \left[\frac{lb}{kg}\right]}{1}}{18[m^2] * \frac{10,764 \left[\frac{pie^2}{m^2}\right]}{1}} \right)^{0,5}$$

$$kga = 25,78 \left[\frac{kg}{m^3 s}\right]$$

Reemplazando el valor en la Ecuación 5.156:

$$H_{tog} = \frac{\frac{1.101.996,5 \left[\frac{kg}{h}\right] * \frac{1}{3600} \left[\frac{h}{s}\right]}{18[m^2]}}{25,78 \left[\frac{kg}{m^3 s}\right]}$$

$$H_{tog} = 0,66[m]$$

Para calcular el número de secciones de altura de empaque se utiliza la Ecuación 5.158.

$$N_{tog} = \int_{H_{g1}}^{H_{g2}} \frac{dH_g}{(H_i - H_g)} \quad \text{Ecuación 5.158}$$

Para el desarrollo de la integral se debe realizar una integración numérica, utilizando el método de los trapecios usando los datos provenientes de la Tabla 5.76 y la Tabla 5.77. La secuencia de cálculo de la integración numérica se presenta resumida en la Tabla 5.78, de acuerdo al siguiente intervalo:

$$dH_g = \frac{H_{g2} - H_{g1}}{5} = \frac{90 - 33}{5} = 11,4$$

Tabla 5.78 Resumen integración numérica para N_{tog}

H_g	H_i	$H_i - H_g$	$1/(H_i - H_g)$
33	37,08	4,08	0,245
44,4	50,12	5,85	0,171
55,8	63,34	7,54	0,133
67,2	76,23	9,03	0,111
78,6	89,68	11,08	0,09
90	102,57	12,57	0,079

Sumando los datos de la cuarta columna por el método de los trapecios se tiene:

$$N_{tog} = \int_{H_{g1}}^{H_{g2}} \frac{dH_g}{(H_i - H_g)}$$

$$\cong \frac{1}{2} * dH_g * \left[\left(\frac{1}{H_{i1} - H_{g1}} + \frac{1}{H_{i2} - H_{g2}} \right) + \dots + \left(\frac{1}{H_{in-1} - H_{gn-1}} + \frac{1}{H_{in} - H_{gn}} \right) \right]$$

$$N_{tog} = \frac{1}{2} * [(0,245 + 0,171) + (0,171 + 0,133) + (0,133 + 0,111) + (0,111 + 0,09) + (0,09 + 0,079)] * 11,4$$

$$N_{tog} = 6,73$$

La altura del empaque se calcula finalmente de acuerdo a la Ecuación 5.155.

$$Z = 0,66 * 6,73 = 4,4[m]$$

5.27 | DISEÑO DE BOMBAS

En el diseño de bombas es necesario conocer la potencia que debe desarrollar cada una de estas bombas para conocer el consumo de energía de las mismas. La relación entre el caudal y la cabeza de altura desarrollada por una bomba centrífuga es el resultado de su diseño mecánico. Cuando una bomba está conectada a una tubería en el sistema, la cabeza de altura debe coincidir con la pérdida de carga en el sistema de tuberías bajo el flujo dado. La relación entre la velocidad de flujo contra la pérdida de carga en una línea se denomina la curva del sistema, pudiéndose determinar la pérdida de carga por medio de un balance de energía mecánica dada por la ecuación de Bernoulli, representada en la Ecuación 5.159.

$$\frac{P_a}{\rho} + g * Z_a + \frac{V_a^2}{2} + W = \frac{P_b}{\rho} + g * Z_b + \frac{V_b^2}{2} + h_f \quad \text{Ecuación 5.159}$$

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + g * \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2} + h_f \quad \text{Ecuación 5.160}$$

Donde,

P_a, P_b : Presión en el punto a y el punto b, [N/m²]

Z_a, Z_b : Altura respecto a una cota de referencia del punto a y b, [m]

V_a, V_b : Velocidad del fluido en el punto a y en el punto b, [m/s]

W : Trabajo realizado por la bomba por unidad de masa, [J/kg]

ρ : Densidad del fluido transportado, [kg/m³]

g : Aceleración de gravedad, [m/s²]

h_f : Factor de pérdidas por fricción, [J/kg]

El factor de pérdida puede ser determinado a través de la Ecuación 5.161.

$$h_f = \frac{f * L_e * V^2}{D * 2 * g_c} \quad \text{Ecuación 5.161}$$

Donde,

f : Factor de fricción de Fanning

L_e : Largo equivalente de la cañería, [m]

V : Velocidad lineal del fluido en la tubería, [m/s]

D : Diámetro interno de la cañería, [m]

g_c : Factor de proporcionalidad de la ley de Newton, [m² kg/N s²]

El factor de fricción de Fanning (adimensional) se define como la fuerza de arrastre por unidad de área mojada (esfuerzo cortante en la superficie) dividida entre el producto de la densidad por la carga de velocidad o altura dinámica (Tilton, 2008). Este se obtiene a partir de la gráfica del Apéndice J.2 a través del número de Reynolds. Por otra parte, el largo equivalente de los fittings que componen las cañerías se calcula mediante el Apéndice J.3. Además el factor de proporcionalidad de la ley de Newton tiene un valor de 1 [m² kg/N s²].

Los factores que afectan la elección de una velocidad de flujo satisfactoria en los sistemas de fluidos son numerosos. Algunos de los más importantes son el tipo de fluido, la longitud del sistema de flujo, el tipo de tubo, la caída de presión que se puede tolerar, entre otros. Ante esto se debe saber que las pérdidas de energía y las correspondientes caídas de presión aumentan drásticamente a medida que aumenta la velocidad de flujo, es por esta razón que se hace deseable mantener las velocidades bajas, pero a su vez el implementar tuberías más grandes incrementa el costo del sistema. Una velocidad razonable de distribución es de 3 [m/s] para líquidos con propiedades similares al agua, mientras que para que la bomba tenga un buen desempeño su entrada debe ser de aproximadamente 1 a 2 [m/s] (Mott, 1996). La potencia requerida por una bomba se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 5.162:

$$P = \frac{M * W}{1000 * \eta} \quad \text{Ecuación 5.162}$$

Donde,

P : Potencia requerida por la bomba, [kW]

M : Flujo másico del fluido, [kg/s]

W : Trabajo a realizar por la bomba, [J/kg]

η : Eficiencia de la bomba

La eficiencia de la bomba puede estar en un rango entre el 60 y 90%, para la estimación de las bombas de la planta se va a considerar un eficiencia de 0,6.

5.27.4 | Procedimiento para el cálculo de la potencia requerida de las bombas

- Dado un flujo con sus propiedades físicas conocidas, se supone una velocidad de entrada y salida de la bomba de 2 y 3 [m/s], respectivamente para fluidos no viscosos. Con estas velocidades se calcula el diámetro de la tubería por medio de la Ecuación 5.163.

$$d = \left(\frac{A * F}{\pi * v} \right)^{1/2} \quad \text{Ecuación 5.163}$$

- Obtenido el diámetro interno se elige un diámetro comercial a través del Apéndice J.1, para luego calcular la verdadera velocidad introduciendo el diámetro comercial en la Ecuación 5.163. Una vez obtenido el nuevo diámetro se procede a calcular el número de Reynolds mediante la Ecuación 5.164.

$$N_{re} = \frac{v * D * \rho}{u} \quad \text{Ecuación 5.164}$$

- Se procede a obtener la rugosidad del material utilizado por la Tabla 5.79.

Tabla 5.79 Rugosidad de la superficie para distintos materiales

Material	Rugosidad de la superficie [mm]
Tubos empatados (cobre, plomo, vidrio, etc)	0,00152
Acero comercial o hierro forjado	0,0457
Asfalto fundido en hierro	0,122
Hierro galvanizado	0,152
Hierro fundido	0,259
Hormigón	0,305-3,05
Acero remachado	0,914-9,14

- Una vez determinada la rugosidad se utiliza el gráfico de Moody del Apéndice J.2 con la rugosidad y el diámetro de la cañería, para calcular el factor de Fanning.

Se obtiene el largo equivalente de la cañería mediante el número de codos, uniones y válvulas que se tengan desde el Apéndice J.3. Se calcula el factor de pérdida de la cañería mediante la Ecuación 5.161.

Ejemplo de cálculo

A modo de ejemplo se realizará el cálculo de la bomba B-3 que realiza la descarga desde el estanque equalizador E-1 hasta las centrífuga de discos CT-1. Este procedimiento puede ser esquematizado en la Figura 5.22.

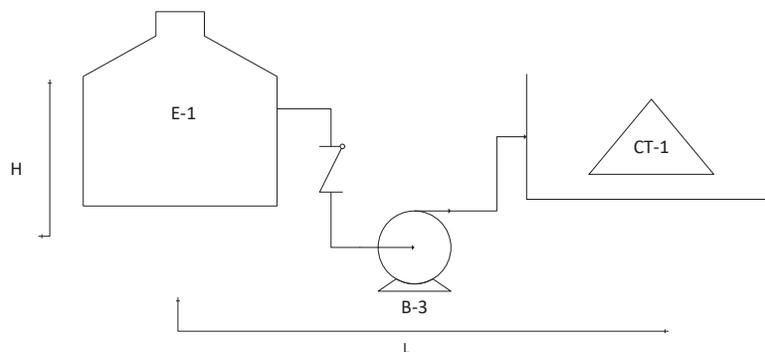


Figura 5.22 Esquema para el ejemplo de cálculo de la bomba B-3

Se supone que la altura de líquido que sale del estanque ecualizador corresponde a 4,5 [m] y el largo de la tubería se estimó en 11,7 [m]. Se conoce el flujo y las propiedades físicas de la corriente F-6, las cuales se presentan en la Tabla 5.80.

Tabla 5.80 Propiedades físicas del fluido por B-3

Parámetro	Unidad	Valor
Flujo	[m ³ /s]	0,004
Densidad	[kg/m ³]	1.062
Viscosidad	[kg/m s]	3,36*10 ⁻⁵

La velocidad de succión de la bomba se considera de 2 [m/s]; mientras que la velocidad de impulso se considera como 3 [m/s]. Con estas consideraciones se obtiene el diámetro de las tuberías a través de la Ecuación 5.163.

$$d_e = \left(\frac{4 * 0,004 \left[\frac{m^3}{s} \right]}{\pi * 2 \left[\frac{m}{s} \right]} \right)^{1/2} = 0,05[m] = 1,99[pulg]$$

$$d_s = \left(\frac{4 * 0,004 \left[\frac{m^3}{s} \right]}{\pi * 3 \left[\frac{m}{s} \right]} \right)^{1/2} = 0,041[m] = 1,62[pulg]$$

Una vez obtenidos los diámetros internos para la entrada y salida de la bomba, se procede a buscar los diámetros estándares más cercanos por medio del Apéndice J.1. Con estos nuevos diámetros se recalcula la velocidad de flujo a través de la Ecuación 5.163. Los resultados del diámetro obtenido y la velocidad de flujo para la bomba B-3 se presentan en la Tabla 5.81.

Tabla 5.81 Resultados diámetro y velocidad de flujo en la bomba B-3

Flujo	Diámetro nominal	Diámetro interno [pulg]	Diámetro interno [m]	Velocidad [m/s]
Entrada	2 [pulg] Cédula N° 40	2,067	0,052	1,86
Salida	1 1/2 [pulg] Cédula N° 40	1,61	0,041	3

Se calcula el número de Reynolds con los valores de salida de la bomba a través de la Ecuación 5.164.

$$N_{re} = \frac{3 \left[\frac{m}{s} \right] * 0,041 [m] * 1.062 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{3,36 * 10^{-5} \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} = 3.887.678$$

Para obtener el valor de rugosidad relativa (k/D), se considera la rugosidad (k) correspondiente al acero comercial equivalente a 0,0457 [mm] (Tabla 5.79) y el diámetro interno de la cañería (D) de entrada, obteniendo una razón k/D igual a 0,00087. Con este valor y el número de Reynolds calculado anteriormente, se obtiene un factor de Fanning igual a 0,0048, obtenido mediante la gráfica de Moody que aparece en el Apéndice J.2.

Una vez obtenidos estos valores, se calcula el largo equivalente de acuerdo a la cantidad de fittings necesarios para el sistema de cañerías de acuerdo al Apéndice J.3. En este caso, se considera que para que el flujo proveniente del estanque equalizador se dirija al equipo de centrifugación se necesitan dos válvulas check y cuatro codos estándar, obteniéndose los resultados expuestos en la Tabla 5.82.

Tabla 5.82 Resultados largo equivalente para la bomba B-3

Pieza	Cantidad	Largo equivalente cañería [m]	Largo equivalente total [m]
Cañería	1	11,73	11,73
Codo	4	0,451	1,804
Válvula check	2	0,627	1,254
Total			14,78

Luego se calcula el factor de pérdida según la Ecuación 5.161, obteniendo un valor equivalente a 8,55 [J/kg]. La diferencia de alturas corresponde a la altura del líquido y tiene un valor de 4,5 [m]. Por otro lado, las velocidades a ambos lados de las cañerías se conocen y se resumen en la Tabla 5.82. Reemplazando los valores, se obtiene lo siguiente:

$$\Delta V^2 = (3^2 - 1,08^2) = 7,83 \left[\frac{J}{kg} \right]$$

$$\Delta Z = 4,5 - 0 = 4,5 [m]$$

La diferencia de presión se supone igual a cero. Esto se debe a que tanto en el estanque equalizador como en el equipo de ultrafiltración se puede suponer presión atmosférica. Por lo tanto:

$$\Delta P = 0 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$$

Reemplazando los valores en la Ecuación 5.160.

$$W = \frac{0}{1.054,4} + 9,8 * 4,5 + \frac{7,83}{2} + 8,55 = 56,5 \left[\frac{J}{kg} \right]$$

Sabiendo que el flujo corresponde a 0,0045 [kg/s] y suponiendo una eficiencia de un 60%. La potencia total requerida se calcula a través de la Ecuación 5.162:

$$P = \frac{4,27 \left[\frac{kg}{s} \right] * 56,5 \left[\frac{J}{kg} \right]}{1000 * 0,6} = 0,4 [kW] = 0,53 [hp]$$

5.27.5 | Resumen de cálculo de potencia para el resto de las bombas

Con el objetivo de simplificar el cálculo de diseño del resto de las bombas, se consideró que la diferencia entre la presión de descarga y la atmosférica es nula, también la misma cantidad y tipo de

fittings para cada bomba. La diferencia de altura y el diámetro de las tuberías fueron consideradas, basadas en la diferencia de altura que tenía cada equipo junto a las velocidades para cada bomba.

La Tabla 5.83 muestra la potencia requerida para todas las bombas de la planta.

Tabla 5.83 Potencia de bombas usadas en la planta de producción de tagatosa

Bomba	Tipo	Desde	Hasta	Potencia [kW]	Potencia [hp]
B-0	Centrífuga	M-1	R-1	1,83	2,46
B-1	Centrífuga	R-1	IC-1	1,83	2,46
B-2	Centrífuga	IC-1	E-1	1,83	2,46
B-3	Centrífuga	E-1	CT-1	0,4	0,53
B-4	Centrífuga	CT-1	Tratamiento de residuos	0,003	0,004
B-5	Centrífuga	CT-1	IC-2	0,10	0,13
B-6	Centrífuga	IC-2	SMB-1	0,08	0,11
B-7	Centrífuga	P-1	SMB-1	0,11	0,15
B-8	Centrífuga	SMB-1	Tratamiento de residuos	1,12	1,51
B-9	Centrífuga	SMB-1	SMB-2	0,08	0,10
B-10	Centrífuga	P-1	SMB-2	0,35	0,47
B-11	Centrífuga	SMB-2	Tratamiento de residuos	0,17	0,22
B-12	Centrífuga	SMB-2	EV-1	0,16	0,21

Continuación Tabla 5.83

Bomba	Tipo	Desde	Hasta	Potencia [kW]	Potencia [hp]
B-13	Centrífuga	EV-1	E-2	0,04	0,05
B-14	Centrífuga	E-2	R-2	0,04	0,05
B-15	Centrífuga	R-2	E-3	0,04	0,05
B-16	Centrífuga	E-3	SMB-3	0,04	0,05
B-17	Centrífuga	P-1	SMB-3	0,03	0,04
B-18	Centrífuga	SMB-3	Tratamiento de residuos	0,08	0,10
B-19	Centrífuga	SMB-3	EV-2	0,04	0,05
B-20	Centrífuga	EV-2	C-1	0,010	0,014
B-21	Centrífuga	C-1	CT-2	0,0011	0,0015
B-22	Centrífuga	CT-2	EV-2	0,002	0,0021
BR-0	Centrífuga	CA-1	IC-1	0,017	0,023
BR-0	Centrífuga	CA-1	IC-2	0,010	0,012
BR-0	Centrífuga	CA-1	EV-1	0,08	0,11
BR-0	Centrífuga	CA-1	EV-2	0,04	0,05
BR-1	Centrífuga	EV-2	E-2	0,2	0,26
BR-2	Centrífuga	E-2	E-1	0,12	0,16

Continuación Tabla 5.83

Bomba	Tipo	Desde	Hasta	Potencia [kW]	Potencia [hp]
BR-3	Centrífuga	E-1	M-1	0,16	0,22
BR-4	Centrífuga	M-1	CA-1	0,28	0,37
BR-5	Centrífuga	TE-1	CB-2	2,7	3,62
BR-6	Centrífuga	C-1	R-1	0,06	0,08
BR-7	Centrífuga	CB-1	CB-2	2,64	3,54
BR-8	Centrífuga	CB-2 R-1	TE-1	0,6	0,74
Total				15,3	20,4

5.28 | SUMINISTROS UTILIZADOS

En esta sección se resumen todos los suministros necesarios para la operación de la planta.

5.28.1 | Agua

El agua a utilizar durante todo el proceso se resume en la Tabla 5.84.

Tabla 5.84 Flujo de agua requerida por operación en la planta

Proceso	Flujo [kg/h]	Flujo [m ³ /año]
SMB-1	21.819	172.806,5
SMB-2	41.861	331.539
SMB-3	4.537	35.933
Agua circuito frío	586.496,7	4.645.054
Agua circuito caliente	59.663	472.531
Total		5.657.863,5

La cantidad de agua de elución de los sistemas SMB fue determinada por el balance de masa de la operación. La cantidad de agua a utilizar en la red de agua caliente y fría se determinó en base a las consideraciones de la sección 5.24.3.

Para el caso de la red de agua fría se consideró un 5% de recambio total de la red de agua fría. La cantidad de recambio para la línea de agua de enfriamiento se calcula a continuación:

$$m_{cf} = 586.496,7 \left[\frac{kg}{h} \right] * 0,05 = 29.324,8 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

5.28.2 | Combustible

El combustible gasoil se calcula en la sección 5.23. Adicionalmente se requiere de una cantidad de vapor producida de acuerdo al diseño de los eyectores de la sección 5.21.2, por lo que realizando un balance considerando la temperatura de la red caliente se obtiene:

$$M_C * 41.293,12 \left[\frac{kJ}{kg} \right] = (73,4 + 7,98) \left[\frac{kg}{h} \right] * (4,21 * 100 - 4,18 * 66,5 + 2.256,5) \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$C = 4,7 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Tabla 5.85 Cantidad de combustible utilizada en la operación de la planta

Equipo	Consumo combustible [kg/h]	Consumo combustible [kg/año]
Caldera	802,4	6.355.008
Eyectores	4,7	37.224
Total		6.392.232

5.28.3 | Consumo de energía

El consumo de energía de los equipos de la planta se muestra en la Tabla 5.86.

Tabla 5.86 Consumo energético por equipo

Proceso	Valor [kWh]
M-1	297.000
R-1	149.292
E-1	1.370.160
CT-1	435.600
E-2	96.941
R-2	169.488
E-3	166.320
C-1	1.312.344
Cp-1	372
Cp-2	539
CT-2	174.240
SR-1	29.462
Bombas	121.121
Total	6.731.802

REFERENCIAS

- Acevedo, F., Gentina, J. C., & Illanes, A. (2002). Fundamentos de Ingeniería Bioquímica. Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.
- Ayala, F., & López, R. (1987). Hidrólisis enzimática del suero de leche en queserías. Proyecto para optar al título de Ingeniero civil bioquímico. Escuela de Ingeniería Bioquímica. Facultad de Ingeniería. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- Cheresources. (2009). Chemical engineer tools and information. Retrieved on 2017: <http://www.cheresources.com/invision/>
- Construequipos Agroindustriales. (2017). Tolvas. Agroin (en línea) . Obtenido en 2017 de: <http://www.agroin.com/STolva.php>
- ECh. (2017). Región de Biobío. En: Educar Chile (en línea). 2013. Obtenido en Mayo 2017 de: <http://www.educarchile.cl/ech/pro/app/detalle?ID=130236>.
- Fox, P.F. (2009). Lactose: chemistry and properties. In: P. McSweeney & P.F. Fox. Advanced dairy chemistry. 3rd edition. Volume 3. P. 7. Irlanda: Springer.
- Frimont. (2017). Torres de enfriamiento de agua. En: Frimont: Sistemas frigoríficos (en línea). Obtenido en 2017 de: http://www.frimont.com/descargas/Torres_TEV.pdf
- Genck, W., Dickey, D., Baczek, F., Bedell, K. *et al.* (2008). Liquid-solid operations and equipment. In: J. Maloney. Perry's chemical engineer's handbook. 8th edition. Pp. 18-122. New York: McGraw Hill.

Holdich, R. (2002). Centrifugal separation. En: R. Holdich. Fundamentals of particle technology. P. 83. Shepshed: Midland Information Technology and Publishing.

Illanes, A. (1994). Enzymes Biotechnology. Valparaíso: Ediciones Universitarias.

Illanes, A., Altamirano, C., Aillapán, A., & Tomasello, G. a. (1998). Packed-bed reactor performance with immobilized lactase under thermal inactivation. *Enzyme and Microbial Technology* 23: 3-9.

Illanes, A., Altamirano, C. & Wilson, L. (2008). Homogeneous enzyme kinetics. In: A. Illanes. *Enzyme biocatalysis principles and applications*. Pp. 107-148. Valparaíso: Springer Science.

Illanes, A., Zúñiga, M. E., Contreras, S., & Guerrero, A. (1992). Reactor design for the enzymatic isomerization of glucose to fructose. *Bioprocess Engineering*, 7 (5): 199–204.

Iwasaki, K., Nakajima, M., & Nakao, N. (1994). Galacto-oligosaccharide production from lactose by an enzymatic batch reaction using β -galactosidase. *Process Biochemistry* 31: 69-76.

Kern, D. (1999). Apéndice de datos para cálculos. En: D. Kern. *Procesos de transferencia de calor*. 13th edition. Pp. 888-952. México: Compañía Editorial Continental.

Kim, B., Lee, Y., Lee, H., Lee, D., Choe, E., & Pyun, Y. (2002). Cloning, expression and characterization of L-arabinose isomerase from *Thermotoga neapolitana*: bioconversion of D-galactose to D-tagatose using the enzyme. *FEMS Microbiology Letters* 212: 121-126.

- Lim, B. C., Kim, H. J., & Oh, D. K. (2008). Tagatose production with pH control in a stirred tank reactor containing immobilized L-arabinose isomerase from *Thermotoga neapolitana*. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 149(3): 245–253.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (1991a). Separaciones Mecánicas. En: W. McCabe *et al.* Operaciones unitarias en ingeniería química. 6ta edición. Pp. 1070-1099. Madrid: McGraw Hill.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (1991b). Secado de sólidos. En: W. McCabe *et al.* Operaciones unitarias en ingeniería química. 6ta edición. Pp. 860-864. Madrid: McGraw Hill.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (1998). Agitación y mezcla de líquidos. En: W. McCabe. Operaciones unitarias en ingeniería química. Pp. 242-293. Madrid: McGraw Hill.
- Mott, R. (1996). Mecánica de Fluidos Aplicada. En R. Mott, Flujo de fluidos y la ecuación de Bernoulli. 4ta edición. Pp. 145-189. Naucapan de Juanes: Prentice Hall Hispanoamericana.
- Nicoud, R. (2000). Simulated moving-bed chromatography for biomolecules. *Separation Science and Technology* 2: 475-508.
- Origlia, M., Call, T., & Woolley, E. (2000). Apparent molar volumes and apparent molar heat capacities of aqueous D-glucose and D-galactose at temperatures from 278,15 K to 393,15 K and at the pressure 0,35 MPa. *J. Chem. Thermodynamics* 32: 847-856.
- Podolski, W., Schmalzer, D., Conrad, V., Lowenhaupt, D., *et al.* (2008). Energy resources, conversion, and utilization. In: J. Maloney. *Perry's chemical engineer's handbook*. 8th edition. Pp. 24-57. New York: McGraw Hill.

- Poling, B., Thomson, G., Friend, D., Rowley, R. & Wilding, W *et al.* (2008). Physical and chemical data. In: J. Maloney. Perry's chemical engineer's handbook. 8th edition. Pp. 156-182. New York:McGraw Hill.
- Ribeaux-Kindelán, G., Gilart-González, F. & Fernández-García, A. (2011). Crecimiento de cristales de sacarosa bajo la acción de campos magnéticos débiles. *Tecnología Química* 31.
- Rodriguez, J. (2009). Intercambiadores de calor. En: J. Rodriguez. *Introducción a la termodinámica: con algunas aplicaciones de ingeniería*. P. 666.
- Rushton, A., Ward, A., & Holdich, R. (2002). Solid-liquid filtration and separation technology. In R. Holdich. *Centrifugal separation*. P. 83. Weinheim: Wiley-VCH.
- Sanz, J. (2009). Separation of galacto-oligosaccharides by chromatographic technique. En J. Sanz. *The Ohio state University:Production of galacto-oligosaccharides from lactose by immobilized β -galactosidases and posterior chromatographic separation*.
- Schutte & Koerting. (2017). Barometric condenser. Obtenido de Schutte & Koerting en 2017: https://www.s-k.com/pdf/5AA_barometric_condensers_brochure.pdf.
- Sigma Aldrich, (2017). Particle size conversion table. In: Sigma Aldrich (online). Retrieved on May 2017 from: <http://www.sigmaaldrich.com/chemistry/stockroom-reagents/learning-center/technical-library/particle-size-conversion.html>

- Silva, C., Zangirolami, T., Rodrigues, J., Matugi, K., Giordano, R., & Giordano, R. (2012). An innovative biocatalyst for production of ethanol from xylose in a continuous. *Enzyme and Microbial Technology* 50: 35-42.
- Smith, J., & Van Ness, C. (1995). Refrigeración y Licuefacción. En: J. Smith. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. Pp. 337-355. México: McGraw Hill.
- Tchobanoglous, G., Theisen, H., & Vigil, S. (1993). *Integrated solid waste management: engineering principles and management issues*. Estados Unidos: McGraw Hill.
- Tewari, Y., & Goldberg, R. (1985). Thermodynamics of the conversion of aqueous glucose to fructose. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 11: 17-24.
- Tilton, J. (2008). Fluid and Particle Dynamics. En J. Maloney. *Perry's chemical engineer's handbook*. 8th edition. Pp. 4-56. New York: McGraw Hill.
- Treybal, R. (1997). Drying. In: R. Treybal. *Mass-transfer operation*. 3rd edition. Pp. 655-716. Madrid: McGraw Hill.
- Verma, M., Barrow, C., & Kenney, J. P. (2012). Immobilization of β -D-galactosidase from *Kluyveromyces lactis* on functionalized silicon nanoparticles: Characterization on lactose hydrolysis. *International Journal of Biological Macromolecules*: 432-437.
- Walas, S., Fair, J., Penney, W., & Couper, J. (2009). Process Vessels. In: S. Walas *et al.* *Chemical Process Equipment: Selection and design*. 2nd edition. Pp. 641-660. New York: Gulf Professional Publishing.

Zabka, M., Gomes, P., & Roodriguez, A. (2008). Performance of simulated moving bed with conventional and monolith columns. *Separation and purification Technology* 63: 324-333.

6 | ADMINISTRACIÓN Y ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA

La organización es la manera en que se estructuran e integran los recursos y los miembros pertinentes en una empresa, se administran y establecen las relaciones entre ellos. Para que los objetivos puedan alcanzarse, las actividades deben agruparse de manera lógica y la autoridad debe distribuirse con el fin de evitar conflictos y confusiones. Por lo tanto, la organización consiste en determinar las actividades específicas para el alcance de los objetivos planeados, agrupar las actividades en una estructura lógica y asignar las actividades a posiciones (Chiavenato, 2007). Por otra parte, el proceso productivo está organizado de tal manera que existan los menores tiempos muertos posibles, para así tener una continuidad dentro los equipos de la planta y poder cumplir con la demanda de tagatosa.

El sistema organizacional de la planta debe ser capaz de lograr una armonía entre los recursos disponibles en ella, ya sean funciones técnicas, comerciales, financieras, contables y de seguridad a través de técnicas de planificación, organización, dirección, coordinación y control, de manera de lograr una adecuada distribución de estos en función de las necesidades que se presenten en cada uno de los sectores de la planta. Pero es necesario hacer énfasis en que el éxito de un modelo de organización radica en las personas, identificando a los recursos humanos como uno de los más importantes, ya que las actividades organizadas en la planta involucran a todos los miembros que forman parte del funcionamiento de la empresa. En este capítulo se contemplan los horarios de funcionamiento de los equipos de proceso, la puesta en marcha de la planta, el número de operarios a contratar, departamentalización, disposición de residuos y el lay-out.

6.1 | COORDINACIÓN DE LAS OPERACIONES DE LA PLANTA

El proceso productivo de tagatosa consta de dos secciones por lote y dos secciones en modalidad continua. Para cumplir con la demanda de tagatosa necesaria para abastecer la producción anual determinada en el estudio de mercado del presente proyecto, se diseñó la planta en base a la duración de cada lote de hidrólisis y a los ciclos de producción del reactor de isomerización. Un lote de reacción de hidrólisis tiene una duración de operación de 3 [h]; para pasar a modalidad continua, se

dispone la mezcla en un estanque equalizador E-1 y se considera un tiempo de residencia en el estanque equalizador de 5,5 [h]. Por otra parte, un ciclo de producción se refiere a la utilización de la enzima inmovilizada hasta que su actividad residual alcance un 50% de la que poseía en un inicio, momento en el cual el biocatalizador usado es retirado y se utiliza uno nuevo, repitiendo nuevamente el ciclo. El número de ciclos fue determinado en el capítulo 4 y corresponde a 13 ciclos por año con una duración por ciclo de 612,3 [h]. Cada ciclo de operación corresponde a un total de 95 lotes. Posterior a cada lote de isomerización se procede a depositar el medio reaccionado en el estanque equalizador E-3 para pasar a la sección del proceso que es continua. Para pasar a modalidad continua se considera un promedio por lote de 6,58 [h]. En el Apéndice L se puede observar una planilla de la puesta en marcha de la planta, con la duración aproximada de los equipos.

La planta funcionará las 24 [h] del día y se considerarán 3 turnos de 8 [h] cada uno. De esta manera se organizarán turnos rotativos del personal para que la operación se mantenga de manera continua en la planta. La cantidad de trabajadores que requiere el proceso será abordada con mayor profundidad a lo largo de este capítulo.

6.2 | DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE OPERARIOS

Para determinar el número de operarios de la planta se utilizará la fórmula de cálculo del número de horas hombre basadas en la producción diaria de una planta de capacidad media mediante la Ecuación 6.1 (Zomosa, 1983).

$$HH = 15,2 * Q_p^{0,25} \quad \text{Ecuación 6.1}$$

Donde,

HH : [Hora hombre/día etapa]

Q_p : Capacidad de la planta, [ton/día]

La producción diaria está determinada por la corriente de producto en forma de cristales de tagatosa (F_{28}), que corresponde a 449 [kg/h]. Se realiza un cambio de unidades para obtener la producción diaria, como se muestra a continuación.

$$Q_{p,F_{31}} = 449 \left[\frac{kg}{h} \right] * 24 \left[\frac{h}{d} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{ton}{kg} \right] = 10,8 \left[\frac{ton}{d} \right]$$

Reemplazando el valor de las toneladas totales al día que genera la planta en la Ecuación 6.1, se obtiene lo siguiente:

$$HH = 15,2 * \left(10,8 \left[\frac{ton}{d} \right] \right)^{0,25} = 27,55 \left[\frac{hh}{d \text{ etapa}} \right]$$

El número de operarios se puede determinar mediante la Ecuación 6.2.

$$NO = \frac{HH * n}{n_t * T} \quad \text{Ecuación 6.2}$$

Donde,

NO : Número de operarios

HH : [Hora hombre/día etapa]

n : Número de etapas que involucra la producción

n_t : Número de turnos

T : Horas por turno

El número de etapas puede ser obtenido desde el diagrama de flujos del proceso presente en la Figura 5.1 del capítulo 5. Se considerará que algunas operaciones unitarias pueden ser asociadas entre sí lo que da un total de 16 etapas para la producción. El resumen de las etapas del proceso se muestra en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1 Etapas involucradas en el proceso de producción de tagatosa

Etapa	Proceso	Equipo (s)
1	Pretratamiento materia prima	M-1
2	Reactor hidrólisis enzimática	R-1
3	Inactivación biocatalizador hidrólisis y estanque ecualizador	IC-1, E-1
4	Separación biocatalizador hidrólisis e intercambiador de calor-2	CT-1, IC-2
5	Separación cromatográfica 1	SMB-1
6	Separación cromatográfica	SMB-2
7	Evaporador 1 y estanque de acumulación	EV-1, E-2
8	Reactor isomerización enzimática y estanque ecualizador	R-2, E-3
9	Separación cromatográfica	SMB-3, E-8
10	Evaporador 2	EV-2
11	Cristalizador	C-1
12	Centrifugación cristales	CT-2
13	Secador cristales	SR-1
14	Recepción de producto en cristales	S-1
15	Caldera	CA-1
16	Piscina eluentes	P-1

Como ya se mencionó, la planta estará operativa 24 horas al día con un total de 3 turnos de 8 [h]. Con estas consideraciones se procederá a reemplazar los datos en la Ecuación 6.2.

$$NO = \frac{27,55 \left[\frac{\text{hora hombre}}{\text{día etapa}} \right] * 16}{3 * 8[h]} = 18,37 \cong 19 \text{ operarios}$$

6.3 | ORGANIGRAMA

Los organigramas son la representación gráfica de la estructura orgánica de una empresa u organización que refleja, en forma esquemática, la posición de las áreas que la integran, sus niveles jerárquicos, líneas de autoridad y de asesoría (Franklin, 2003). Considerando una organización funcional, se presenta el organigrama de la empresa en la Figura 6.1.

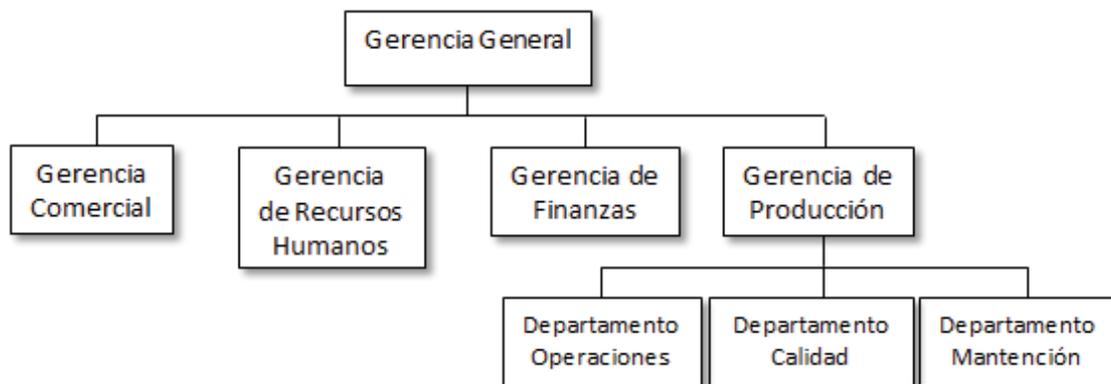


Figura 6.1 Organigrama empresa

A continuación se describen las funciones de cada área especificada en el organigrama.

- Gerencia general: dirigir, coordinar, supervisar y controlar todas las acciones de las diferentes gerencias de la organización.
- Gerencia comercial: planificar y coordinar eficientemente el sistema comercial, diseñando estrategias que permitan el logro de los objetivos empresariales, dirigiendo el desarrollo de las actividades de marketing y las condiciones de venta de los servicios, encaminado al cumplimiento de las metas establecidas por la planeación estratégica.
- Gerencia de recursos humanos (RRHH): mantener una relación fuerte entre el empleador y sus empleados; además debe reclutar a los mejores candidatos para la mano de obra especializada que requiere el proceso.

- Gerencia de finanzas: realizar una administración eficaz y eficiente de los recursos financieros y físicos utilizados para el cumplimiento de las metas de la empresa, controlando y evaluando las actividades de compras, suministro, presupuestos, pago de obligaciones y registro contable que se realizan para el logro de los objetivos de la empresa.
- Gerencia de producción: organizan, dirigen y controlan las actividades requeridas para proveer los productos-servicios solicitados por un mercado cuyas necesidades y expectativas serán satisfechas en forma adecuada.
- Departamento de mantención: se encarga de proporcionar oportuna y eficientemente, los servicios que requiera la planta, ya sea mantenimiento preventivo y correctivo a las instalaciones, así como la contratación de la obra pública necesaria para el fortalecimiento y desarrollo de las instalaciones físicas de los inmuebles
- 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.
- Departamento de operaciones: Es uno de los departamentos más importantes, ya que el objetivo es planificar la producción de tagatosa a partir de la lactosa, permitiendo organizar tiempos y recursos con el fin de obtener el mejor resultado esperado en el menor tiempo y costo.

Para llevar a cabo cada una de estas tareas se debe disponer de los trabajadores adecuados para que realicen las funciones acordadas previamente, de acuerdo a esto, se presentan los cargos y cantidad de trabajadores requeridos en cada área de trabajo de la empresa, obteniendo un total de 48 empleados como se muestra en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2 Personal requerido en cada área de la planta

Departamento	Cargo	Trabajadores
Gerencia general	Ingeniero civil Industrial	1
	Asistente ejecutiva	1
Comercial	Ingeniero Comercial	1
	Técnico Comercial	1
	Secretaria	1
Recursos humanos	Ingeniero Comercial	2
	Psicólogo	1
	Secretaria	1
Finanzas	Contador auditor	1
	Contador	1
	Secretaria	1
Producción	Ingeniero civil bioquímico	3
	Ingeniero en bioprocesos	2
	Bioquímico	1
	Operarios	19
	Prevencionista de Riesgos	1
	Técnico mecánico industrial	3
	Secretaria	1
Personas auxiliares	Guardia	3
	Mecánico	1
	Eléctrico	1
	Auxiliar de limpieza	2

6.4 | DISPOSICIÓN DE RESIDUOS

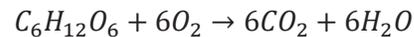
Para toda planta de producción es importante disponer de una manera adecuada de los residuos, de manera de no afectar el medio ambiente en el cual se lleva a cabo la actividad industrial. Existen diversas normativas medioambientales que rigen la actividad industrial y además, se deben enfocar

las actividades en un marco de desarrollo sustentable, para hacer una adecuada gestión de los residuos generados.

Considerando que algunas de las corrientes de residuos contienen diferentes tipos de azúcar, una opción será concentrar estas corrientes y valorizar con un precio similar al jarabe de glucosa. Actualmente, el precio de este jarabe bordea los 0,5 [US\$/kg] (Foodchem, 2017).

Por otra parte, las corrientes de residuos contienen principalmente materia orgánica y serán dirigidas a una planta de tratamiento. En la Tabla 6.3 se presenta el detalle de las corrientes de residuos, que contempla las corrientes F_8 , F_{11} , F_{14} , F_{24} . A estos flujos se le debe sumar la enzima inmovilizada que será retirada luego de cumplir un ciclo, lo que corresponde a 421 [kg/ciclo] de arabinosa isomerasa. Además, para caracterizar las corrientes mencionadas anteriormente, se determina el DQO (demanda química de oxígeno) teórico a partir de los carbohidratos presentes en las corrientes de residuos.

- Carbohidratos: se considerarán polisacáridos a los compuestos que al ser hidrolizados forman monosacáridos de fórmula molecular $C_xH_{2x}O_x$, con un peso molecular de $30 \cdot x$ [g/g mol] (Romero, 1992). Considerando un valor de x igual a 6 para glucosa, con un peso molecular de 180 [g/mol], se obtiene el requerimiento de oxígeno:



Por lo tanto, la demanda de oxígeno es:

$$\frac{\text{gramos de } O_2}{\text{gramos } C_6H_{12}O_6} = \frac{6 * 32 [g/g mol]}{1 * 180 [g/g mol]} = 1,07$$

Por cada 1 [g/L] de glucosa se obtienen 1,07 [g DQO/L]

Tabla 6.3 Flujos de residuos generados

Compuesto [kg/h]	F ₈	F ₁₁	F ₁₄	F ₂₄	Residuos totales
Agua	121	17.365	28.681	3.506	49.673
Lactosa	0	228	2	0	230
Galactosa	0	10	10	552	572
Glucosa	0	10	1.015	10	1.035
Tagatosa	0	0	0	5	5
B-galactosidasa	52	0	0	0	52
DQO _{teórico} [g DQO/L]	-	-	-	-	1.970.000

6.5 | DISTRIBUCIÓN FÍSICA DE LA PLANTA (LAY OUT)

La distribución de la planta consiste en la ordenación física de los elementos industriales que participan en el proceso productivo de la empresa, en la distribución del área, en la determinación de las formas relativas y ubicación de los distintos departamentos. El principal objetivo es que esta disposición sea eficiente y se realice de forma tal, que contribuya satisfactoriamente al logro de los fines fijados por la empresa.

Para una buena organización de la planta se debe considerar ciertas zonas que pueden o no estar relacionados directamente con la producción como: oficinas para la administración general, casinos y baños, almacenamiento de materias primas y productos: sectores de depósitos y almacenes, taller de mantenimiento, laboratorio para el proceso de control de calidad, además de otros sitios para la ubicación de los equipos como las calderas de vapor, aire comprimido, generación de energía, torre de enfriamiento, estacionamientos y servicios de emergencia entre otros. Los principales factores que deben considerarse al realizar el diagrama lay-out son (Towler & Sinnott, 2008):

- Consideraciones económicas. Por ejemplo, el costo de la construcción se puede minimizar adoptando un diseño que proporcione el tramo más corto de tubería de conexión entre el equipo y la menor cantidad de trabajo de acero estructural.
- Requisitos del proceso.
- Conveniencia de operación. Por ejemplo, las válvulas y los instrumentos deben ubicarse en posiciones y alturas accesibles para el acceso del operador; debe disponerse de suficiente espacio de trabajo y espacio libre para permitir un fácil acceso al equipo.
- Conveniencia en mantenimiento. Por ejemplo, los equipos que requieran desmontaje para mantenimiento, como compresores y bombas grandes, deben colocarse bajo cubierta.
- Seguridad. Establecer los lugares seguros y peligrosos.
- Expansión futura.

La ubicación de los edificios debe ser diseñada de tal modo que se minimice el tiempo que emplea el personal para trasladarse de un edificio a otro. Las oficinas de la administración, laboratorio y otras donde se desenvuelva personal deben estar ubicadas generalmente en contra del viento, de esta manera se corre menos peligro en caso de incendio o explosión. Las salas de control para un proceso deben estar situadas preferentemente en un punto central. La caldera debe ubicarse lejos de los demás equipos, en una sala con protección especial y en una dirección contraria al viento, de manera de evitar la rápida propagación de las llamas en caso de incendio.

Existen dos maneras de distribuir los equipos al interior del área de proceso. La primera agrupa todos los equipos similares o de la misma naturaleza en un área; por ejemplo, el conjunto de reactores enzimáticos. Este método facilita la operación de la planta y número de personas que debe monitorear esa sección del proceso. La segunda metodología está basada en el orden de las operaciones industriales al interior del diagrama de flujo. Con este método se minimiza la extensión de las líneas, y por ende la energía requerida en el transporte de la materia prima.

Para el diseño del lay-out se divide la planta según el tipo de operación que efectúe el equipo; existen 4 salas principales en la planta. La sala de producción donde se ubica el mezclador, los reactores y los respectivos estanques ecualizadores; la sala de purificación en donde se ubica el equipo de centrifugación, las columnas de lecho simulado móvil con sus respectivos estanques y evaporadores; la sala de acabado, donde se encuentra el cristalizador, centrífuga y secador; y finalmente la sala de almacenamiento y envasado. Se considera un espacio mínimo de 4 [m] entre equipos.

Si bien el terreno necesario es 8.620 [m²] para la totalidad de la planta y oficinas, se considera un total de 10.000 [m²] para posibles expansiones de la planta. El lay-out de la planta se presenta en la Figura 6.2 y la distribución de las oficinas en la Figura 6.3.

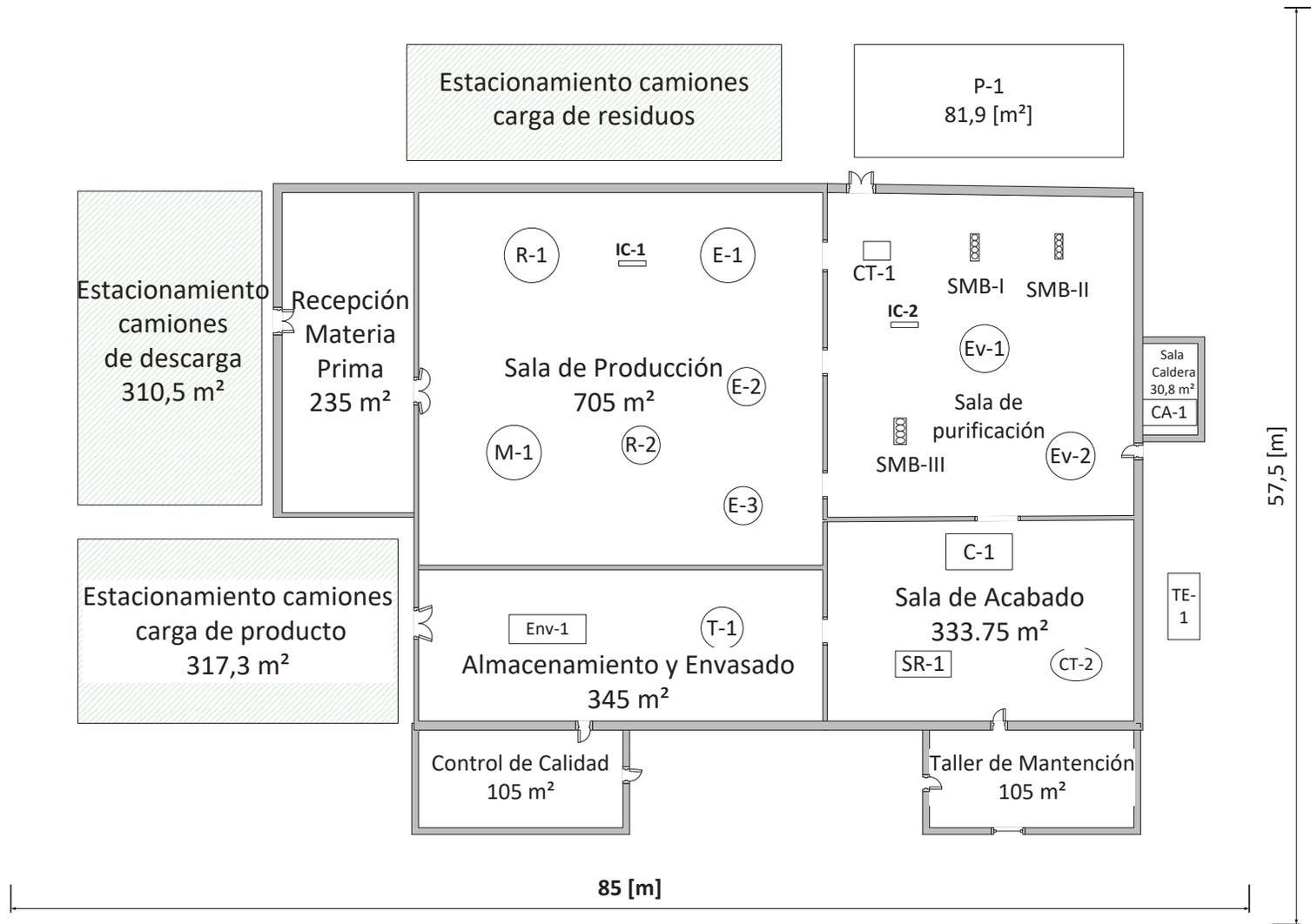


Figura 6.2 Lay-out de la planta de tagatosa

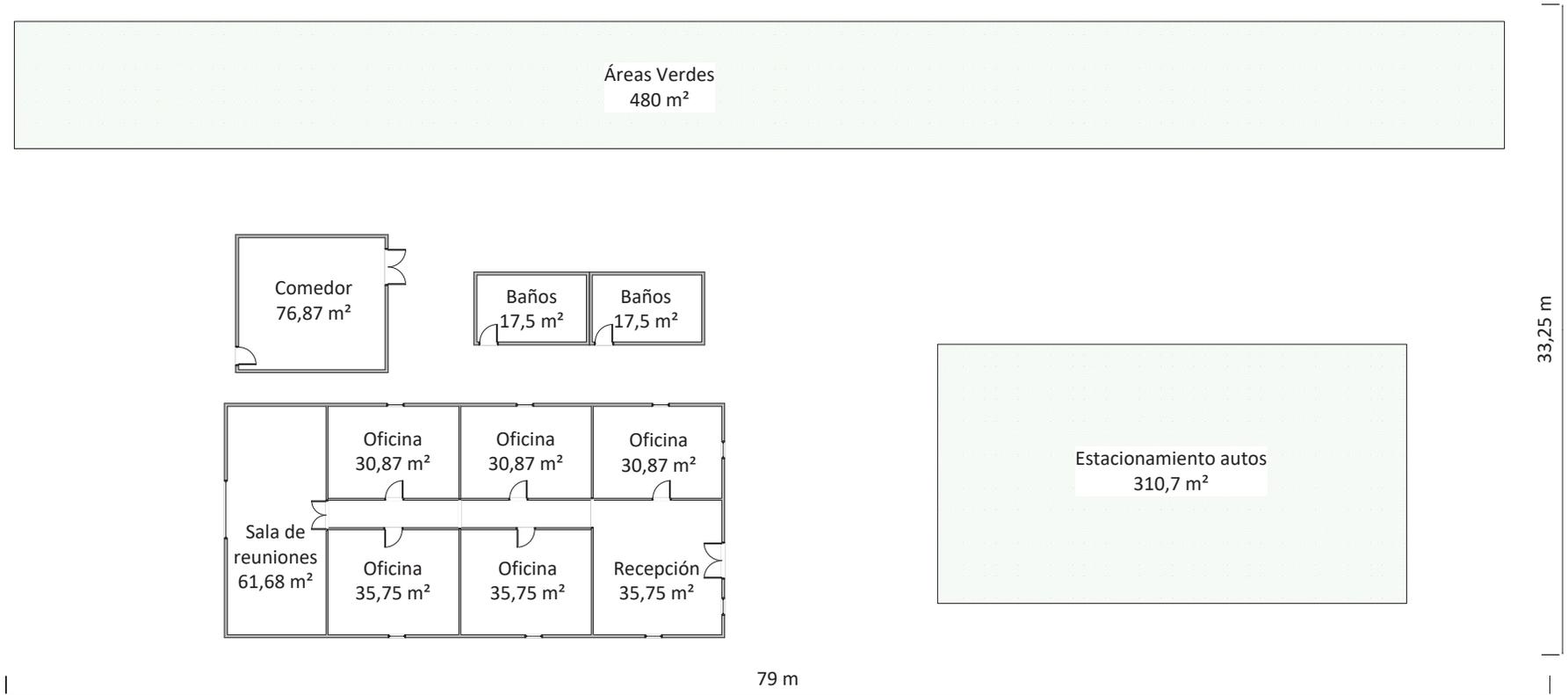


Figura 6.3 Distribución espacial de oficinas

REFERENCIAS

- Chiavenato, I. (2007). Teoría neoclásica de la administración. En: I. Chiavenato. Introducción a la teoría general de la administración. 7ma edición. Pp. 129-158. México: McGraw-Hill.
- Foodchem. (2017). Alibaba. Recuperado el 10 de julio de 2017, de <https://spanish.alibaba.com/product-detail/liquid-glucose-syrup-corn-syrup-455794470.html?s=p>
- Franklin, E. (2003). Estructuras organizacionales. En: E. Franklin. Organización de empresas. 2da edición. Pp. 123-193. México: McGraw-Hill.
- Romero, J. (1992). Método numérico para determinar la confiabilidad de los resultados de análisis orgánicos de desechos líquidos. *Bioagro IV* (2), 41-45.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2008). Costing and project evaluation. In: *Chemical engineering design principles, practice and economics of plant and process design*. 2nd edition. Pp. 297-392. California: Elsevier.
- Zomosa, A. (1983). Evaluación económica. En: A. Zomosa. *Manual de proyectos de ingeniería química*. Pp. 408-485. Santiago: Universidad de Chile.

7 | EVALUACIÓN ECONÓMICA

En el presente capítulo se desarrolla la evaluación en términos económicos del proceso de producción de tagatosa por vía enzimática, comparando los beneficios y costos para ver la factibilidad de implementación del proyecto en la vida útil a la que fue determinado a partir de la información técnica y de mercado que fue analizado en los capítulos anteriores. En la Tabla 7.1 se presenta el valor de la moneda con la que se trabajara en la evaluación económica respecto a su equivalente en pesos chilenos según el mes de junio del año 2017.

Tabla 7.1 Indicadores económicos

Indicador	Valor CLP
Unidad de fomento, [UF]	26.649,10
Dólar, [USD]	673
Euro, [€]	755,4

A continuación, se analizarán los costos involucrados en el análisis económico del proyecto, la relación entre cada uno de ellos se puede observar en la Figura 7.1.

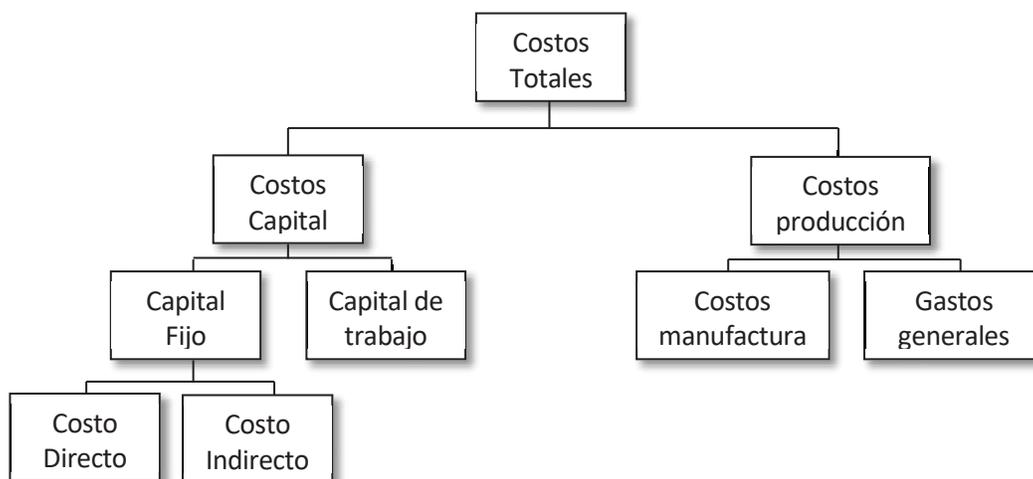


Figura 7.1 Esquema de estructura de costos del proyecto

Además se utilizará en las próximas secciones la nomenclatura especificada en la Tabla 7.2.

Tabla 7.2 Nomenclatura asociada a diferentes costos

Nomenclatura	Significado
F.O.B	Costo del equipo free on board
C.E	Costo del equipo entregado en la planta
C.I	Costo del equipo instalado

El costo F.O.B indica que el precio de venta de un determinado artículo incluye el valor de la mercancía más los gastos de transporte y mano de obra necesarios hasta ponerlos a bordo del barco que los transporte hasta el país de destino. Este costo excluye el seguro y el flete cuando se trata del transporte nacional. El costo F.O.B comprende por lo tanto, todos los gastos de transporte hasta el puerto de embarque así como todos los derechos e impuestos a cancelar para colocar la mercancía a bordo (Enciclopedia Economía, 2009).

7.1 | COSTOS DE CAPITAL

El costo de capital (CC) corresponde a aquella tasa que se utiliza para determinar el valor actual de los flujos futuros que genera un proyecto y representa la rentabilidad que se le debe exigir a la inversión por renunciar a un uso alternativo de los recursos en proyectos de riesgos similares; es la suma del capital fijo (CF) y el capital de trabajo (CT) (Sapag & Sapag, 2008). El primero comprende los bienes durables tales como edificios, maquinarias, instalaciones de diversos tipos y dinero disponible para el pago de salarios, entre otros; mientras que el segundo es el capital necesario para operar la planta. El costo de capital fijo se puede subdividir en los costos directos e indirectos. Dentro de los costos directos se cuenta el costo de compra de equipos, el costo de su instalación, el costo de cañerías, sistemas eléctricos, edificios, mejoras de terreno, instalaciones de servicios y costo de terreno. Dentro de los costos indirectos se encuentra el costo de ingeniería y supervisión, costos de construcción, gastos legales, ganancia de la empresa constructora y gastos por contingencia.

Además de estos costos de capital, es necesario considerar el capital de la puesta en marcha de la planta. Las inversiones efectuadas antes de la puesta en marcha del proyecto se pueden agrupar en tres tipos: activos fijos, nominales y capital de trabajo. Las inversiones en activos fijos son todas aquellas que se realizan en los bienes tangibles que se utilizarán en el proceso de transformación de los insumos o que sirvan de apoyo a la operación normal del proyecto (terrenos, obras físicas, equipamiento de la planta, oficinas, infraestructura de servicios de apoyo, entre otras). Los activos nominales son todos aquellos que se realizan sobre los activos constituidos por los servicios o derechos de adquisición, como los gastos de organización, las patentes, licencias y capacitación, entre otros. Un punto importante a considerar es que, para efectos contables, los activos fijos, con la excepción de los terrenos, están sujetos a depreciación, la cual afectará al resultado de la evaluación por su efecto sobre el cálculo de impuestos. Los activos nominales son susceptibles a amortizar y también afectan indirectamente los flujos de cajas (Sapag y Sapag, 1991).

7.1.1 | Costo del terreno

El costo del terreno es el único costo de capital que no está sujeto a depreciación, al contrario de los equipos u otros costos de capital, por lo que se considera aparte y sólo será sumado al final de la sección 7.1.

El valor de un terreno en la región del Bío-Bío tiene un valor promedio de 0,85 [UF/m²], según lo visto en el Capítulo 2. Teniendo en cuenta que se necesitan 10.000 [m²], el valor del costo de terreno es de 8.500 [UF].

7.1.2 | Costos fijos directos

El costo directo correspondiente a la adquisición de los equipos se compone del precio de venta más el costo de transportarlo desde su origen hasta el destino final en la planta de procesos. Para determinar el costo de adquisición de equipos se utilizará el costo FOB.

Equipos instalados

Para la obtención del FOB de los equipos se utilizaron cuatro metodologías dependiendo de la información obtenida de cada equipo:

1. Cotización directa con el proveedor
2. Escalamiento de costos, para lo cual se utilizó la Ecuación 7.1

$$C_d = C_c * \left(\frac{Cap_d}{Cap_c} \right)^c \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Donde,

C_d : Costo del equipo desconocido

C_c : Costo del equipo conocido

Cap_d : Capacidad del equipo desconocido

Cap_c : Capacidad del equipo conocido

c : Factor de escala

En el caso de las bombas, se utilizó un factor de escala de 0,34 y 0,6 para el resto de los equipos (Peters *et al.*, 2003).

3. Relación costo/equipo, el cual se realiza según la Ecuación 7.2 (Towler & Sinnott, 2013).

$$C_e = a + b * S^n \quad \text{Ecuación 7.2}$$

Donde,

C_e : Costo FOB del equipo, [USD]

a, b : Constantes de costo, [USD]

S : Parámetro de tamaño

n : Índice para cada equipo

Los valores para las constantes de costos, el parámetro de tamaño y el índice para el equipo en particular, se obtienen a partir del Apéndice K.2. Estos costos son en relación al año 2010, por lo que se debe aplicar la respectiva inflación para obtener el FOB final del equipo.

4. Para datos de equipos, cuyos costos han sido determinados en años anteriores, se determinó los costos de los equipos en el presente año mediante el índice de costos CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) utilizando la Ecuación 7.3, el cual se publica anualmente por la revista Chemical Engineering Magazine.

$$C_A = C_p * \frac{I_A}{I_p} \quad \text{Ecuación 7.3}$$

Donde,

C_A : Costo del equipo del año actual

C_p : Costo del equipo del año en que fue cotizado

I_A : Índice de precio del año actual

I_p : Índice de precio del año en que fue cotizado

Los índices de precios anuales desde el año 2008 al año 2016 se muestran en la Tabla 7.3 (Chemical Engineering Magazine, 2016). El CEPCI del año 2017 no ha sido publicado, lo que implica que los costos equipos serán actualizados al año 2016.

Tabla 7.3 Índices CEPCI utilizados en la determinación de costos actuales de los equipos

Año	CEPCI
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,3
2015	556,8
2016	541,7

Además del valor F.O.B. de los equipos, es necesario considerar otros factores involucrados en su costo, como lo son los costos de transporte del equipo y los costos de instalación. El costo de transporte se considera como regla general como un 10% del precio F.O.B. de los equipos. El costo entregado (C.E.) del equipo corresponde a la suma del precio F.O.B. con el transporte incluido, el que se calcula utilizando la Ecuación 7.4.

$$C_e = C_{FOB} * (1 + 0,1) \quad \text{Ecuación 7.4}$$

Donde,

C_e : Costo del equipo entregado

C_{FOB} : Costo del FOB

Por otra parte, los costos de instalación incluyen los costos asociados al montaje del equipo en la planta, como la mano de obra necesaria, la construcción de cimientos, soportes en el equipo y otros gastos generales. Para calcular el costo del equipo instalado (C.I.) se requiere agregar un porcentaje al C.E. del equipo (Ecuación 7.5).

$$C_I = C_e * (1 + i) * n \quad \text{Ecuación 7.5}$$

Donde,

C_I : Costo del equipo instalado

i : Factor de instalación

n : Número de equipos

El factor de instalación depende de cada equipo, como se muestra en la Tabla 7.4 (Peters & Timmerhaus, 1991).

Tabla 7.4 Factores de instalación para cada equipo

Equipos	Factor de instalación
Calderas	0,5
Columnas SMB	0,4
Estanques	0,3
Evaporadores	0,25
Reactores	0,3
Centrífugas	0,3
Secador	0,5
Mezclador	0,2
Bombas	0,3
Intercambiadores de calor	0,3
Condensadores	0,3
Eyectores	0,3
Cristalizador	0,4
Torre de enfriamiento	0,4
Cinta transportadora	0,2

En el Apéndice K.1 se desarrollan los diferentes cálculos del costo de cada equipo. Los resultados de los costos de los equipos ya instalados se muestran en la Tabla 7.5.

Tabla 7.5 Costos de los equipos instalados en [UF]

Etapa	Equipo	Precio FOB [UF]	Costo entregado [UF]	Costo instalado [UF]
Mezclador	M-1	459	504	605
Reactor hidrólisis	R-1	459	505	657
Reactor isomerización	R-2	224	246	320
Estanque ecualizador	E-1	558	613	797
Estanque almacenamiento	E-2	211	232	302
Estanque ecualizador 2	E-3	258	284	370
Estanque almacenamiento	T-1	87	95	124
Intercambiador de calor 1	I-1	282	310	403
Intercambiador de calor 1	I-2	66	73	95
Intercambiador de calor 2	I-3	1.521	1.673	2.174
Sistema SMB-1	SMB-1	13.303	14.633	20.487
Sistema SMB-2	SMB-2	51.706	56.877	79.627
Sistema SMB-3	SMB-3	3.243	3.567	4.994
Evaporador 1	Ev-1	3.194	3.513	4.391
Evaporador 2	Ev-2	2.833	3.116	3.895
Cristalizador	C-1	1.234	1.358	1.901
Centrífuga	CT-1	2.579	2.837	3.688
Centrífuga	CT-2	3.537	3.890	5.057
Secador	SR-1	811	892	1.338
Caldera	CA-1	3.771	4.148	6.222
Condensador 1	CB-1	775	853	1.109
Condensador 2	CB-2	707	778	1.011
Torre de enfriamiento	TE-1	4.468	4.915	6.881
Total Bombas	B	215	237	308
Cinta transportadora	Cp-1	1.145	1.260	1.512
Cinta transportadora	Cp-2	1.068	1.175	1.410
Total		98.714	108.586	149.679

Edificaciones

Estos costos están referidos a los materiales, suministros y manos de obra necesarias en la construcción de los edificios relacionados con la planta. Se tomará un valor del 20% del costo de equipos entregados (Towler & Sinnott, 2008).

Acondicionamiento de terreno

Se refiere a los costos de nivelación del terreno, creación de caminos, veredas y cercado de la planta. Se considerará que es un 5% del costo del terreno, el que tiene un valor de 8.500 UF (Peters *et al.*, 2003).

Instrumentación y control, cañerías e instalaciones eléctricas

Se estima que estos costos son un porcentaje del costo entregado por cada equipo, este porcentaje depende de los materiales con los que se trabaja en la planta. En la Tabla 7.6 se muestran los porcentajes para plantas donde los equipos trabajan con material líquido.

Tabla 7.6 Porcentajes de costos entregados para el cálculo de costos por I&C, cañerías e instalaciones eléctricas (Towler & Sinnott, 2008)

Ítem	% C.E.
Instrumentación y control	10
Cañerías	40
Instalaciones eléctricas	15

Instalación de servicios

Se considera como instalación de servicio a lo necesario para el suministro de combustible, agua, electricidad, así como también las instalaciones necesarias para la eliminación de residuos, los talleres, los casinos, entre otros. Estos costos son cercanos al 25% del costo de los equipos entregados en una planta procesadora de líquidos (Peters & Timmeerhaus, 1991).

Costo planta de tratamiento de efluentes

En la sección 6.4, se señalan las diferentes corrientes residuales que deben tener un tratamiento por la cantidad de materia orgánica que estas poseen. Se considera el 15% del costo de los equipos entregados (Peters *et al.*, 2003)

A continuación, se muestran los resultados obtenidos del total de los costos de capital fijos directos en la Tabla 7.7.

Tabla 7.7 Resultados de los costos de capital fijo directo

Ítem	Costo [UF]
Equipos instalados	149.679
Acondicionamiento de terreno	425
Edificaciones	21.717
Instrumentación y control	10.859
Cañerías	43.434
Instalaciones eléctricas	16.288
Instalación de servicio	27.147
Total capital fijo directo	269.549

7.1.3 | Costos de capital fijos indirectos

Estos costos no están relacionados con la instalación, en cambio se requieren para el funcionamiento y la producción de la planta. Se incluyen en estos costos el trabajo de ingeniería y diseño, así como también los costos de oficina, contabilidad, viajes y comunicaciones.

Gastos legales

Son los costos necesarios para efectuar las gestiones legales de manera que la empresa cumpla con la legislación interna del país. Se estima que estos costos son aproximadamente un 2% de los costos de los equipos entregados (Peters *et al.*, 2003).

Pago a contratistas

Se supone que el pago a contratistas varía entre un 2 y un 8% de los costos directos totales de la planta (Peters & Timmeerhaus, 1991). Para el cálculo de estos costos se va a considerar un valor promedio del 5%.

Ingeniería y supervisión

Estos costos incluyen los costos de diseño en detalle y otros servicios de ingeniería requeridos para llevar a cabo el proyecto. Se va a considerar un valor del 30% de los costos de los equipos entregados (Towler & Sinnott, 2008).

Por lo tanto, considerando todas las suposiciones recién mencionadas se procede a calcular el total de capital fijo indirecto, el cual se presenta en la Tabla 7.8.

Tabla 7.8 Resultados de los costos de capital fijo indirecto

Ítem	Costo [UF]
Gastos legales	2.172
Pago a contratistas	14.292
Ingeniería y supervisión	32.576
Total capital fijo indirecto	49.039

Capital fijo de inversión total (CFI)

Se considera que el costo capital fijo de inversión total es la suma de los costos directos con los costos indirectos totales; a esto se le suman los costos por contingencias. Estos costos se consideran para compensar eventos imprevistos, ya sean cambios en los precios, cambios en el diseño, paros de la planta, desastres naturales, entre otros. Se considera que este valor varía entre un 5 y un 15% del total del capital fijo (Peters & Timmeerhaus, 1991); en este proyecto se tomará un valor promedio del 10%. En la Tabla 7.9 se señalan el resumen de los costos de capital fijo de inversión total.

Tabla 7.9 Capital fijo de inversión total

Ítem	Costo [UF]
Costos directos totales (CDT)	285.837
Costos indirectos totales (CIT)	49.039
Capital fijo de inversión (CF=CDT+CIT)	334.876
Gastos de contingencia (Gc=10% CFI)	33.488
Capital fijo de inversión total (Gc+CFI)	368.363

7.1.4 | Costo capital de trabajo y resumen de los costos de capital

El capital de trabajo de una planta industrial considera el dinero disponible para el pago de los impuestos y pagos de cuentas necesarias antes de la puesta en marcha de la planta. También se incluyen los gastos de capacitación y adiestramiento del personal, el gasto de las materias primas y suministros antes de tener los ingresos por producto.

Por lo general, en las plantas químicas se considera el costo inicial de capital de trabajo entre un 10 y un 20% del total del costo de capital fijo (Peters *et al.*, 2003). Para este caso se tomará un valor promedio del 15%.

En la Tabla 7.10 se resume el total de los costos de capital obtenidos para la planta productora de tagatosa, el capital fijo corresponde a la suma de los valores correspondientes al total de capital fijo directo e indirecto entregados en la Tabla 7.7 y la Tabla 7.8, respectivamente.

Tabla 7.10 Resumen de los costos de capital

Ítem	Costo [UF]
Capital fijo	368.363
Capital de trabajo	55.255
Terreno	8.500
Costo total capital	432.118

7.2 | COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El otro componente principal de un análisis económico incluye el costo de las materias primas, mano de obra y otros gastos generales, lo que en conjunto se conoce como costo total de producción. Al mismo tiempo se subdividen en dos principales categorías, costos de manufactura, también llamados como costos operacionales, y gastos generales.

Para el presente proyecto estos costos serán calculados en base anual, ya que se considera como una de las mejores alternativas para realizar una evaluación económica. Este es uno de los factores de mayor influencia dentro del análisis económico y representa todos los egresos relativos a la operación en planta, venta de producto y administración, entre otros.

7.2.1 | Costos de manufactura

En los costos de manufactura se consideran el costo de las materias primas y la mano de obra, y otros suministros necesarios para el funcionamiento de la planta como agua, electricidad y combustible.

Materias primas

El costo por concepto de materia prima es uno de los ítems más relevantes del costo de producción. En el caso de la producción de tagatosa corresponde a lactosa químicamente pura. El precio de la lactosa químicamente pura con certificado de calidad para uso alimenticio, será provista por Hilmar Ingredients, la cual tiene un valor de 0,87 [USD/kg] (Servicio Nacional de Aduanas, 2017).

El resumen del costo anual de materia prima se muestra en la Tabla 7.11.

Tabla 7.11 Costos materias primas para la producción de tagatosa

Valor	[kg/lote]	[kg/año]	[USD/kg]	[USD/año]	[UF/año]
Lactosa	12.648	16.695.190	0,87	14.524.815	366.811

Mano de obra

El costo de mano de obra depende de la cantidad de operarios y personal que se requiere para el funcionamiento de la planta, los que se detallan en la Tabla 7.12. El número de operarios requeridos se basa en lo determinado en la sección 6.2 de la organización de la planta. Pese a existir correlaciones para calcular el pago a los trabajadores (como por ejemplo, Peters *et al.*, 2003), estas no se ajustan a la realidad nacional, por lo que estos son fijados según los sueldos recibidos por los trabajadores (MINEDUC, 2017), considerando además un 15% del sueldo para efectos de viáticos, indemnizaciones, vacaciones, licencias, entre otros (incorporado en la columna de Sueldo [UF/año]).

Tabla 7.12 Costos mano de obra

Cargo	Empleados	Sueldo [CLP/mes]	Sueldo [UF/mes]	Sueldo [UF/año]	Total sueldo por cargo [UF/año]
Gerencia General					
Ingeniero civil Industrial	1	1.920.000	72,05	994,25	994,25
Asistente ejecutiva	1	620.000	23,27	321,06	321,06
Gerencia Comercial					
Ingeniero Comercial	1	1.720.000	64,54	890,69	890,69
Técnico Comercial	1	820.000	30,77	424,63	424,63
Secretaria	1	520.000	19,51	269,28	269,28
Gerencia RR.HH.					
Ingeniero Comercial	2	1.720.000	64,54	890,69	1.781,37
Psicólogo	1	1.120.000	42,03	579,98	579,98
Secretaria	1	520.000	19,51	269,28	269,28
Gerencia Finanzas					
Contador auditor	1	1.026.000	38,50	531,30	531,30
Contador	1	750.000	28,14	388,38	388,38
Secretaria	1	520.000	19,51	269,28	269,28

Continuación Tabla 7.12

Cargo	Empleados	Sueldo [CLP/mes]	Sueldo [UF/mes]	Sueldo [UF/año]	Total sueldo por cargo [UF/año]
Gerencia Producción					
Ingeniero civil bioquímico	3	1.330.000	49,91	688,73	2.066,19
Ingeniero en bioprocesos	2	1.130.000	42,40	585,16	1.170,32
Bioquímico	1	926.000	34,75	479,52	479,52
Operarios	19	600.000	22,51	310,70	5.903,39
Ingeniero en Prevención de Riesgos	1	950.000	35,65	491,95	491,95
Técnico mecánico industrial	3	900.000	33,77	466,06	1.398,17
Secretaria	1	520.000	19,51	269,28	269,28
Personas Auxiliares					
Guardia	3	276.000	10,36	142,92	428,77
Mecánico	1	630.000	23,64	326,24	326,24
Eléctrico	1	530.000	19,89	274,46	274,46
Auxiliar de limpieza	2	276.000	10,36	142,92	285,85
Total	49	19.324.000	725,13	10.006,7	19.813,6

Suministros básicos

A partir de los balances de masa, balance de energía y diseño de los equipos, se presentan varios suministros que deben considerarse en la evaluación económica, entre los más importantes se encuentran el agua, la electricidad y el combustible.

Agua

Para este ítem se consideran las aguas ocupadas en el mezclador, los SMB, el agua para la generación de vapor y para enfriamiento. El precio aproximado del metro cúbico de agua es determinado según lo informado por ESSBIO S.A. cuyo valor es de 609 [CLP/m³] (ESSBIO, 2017). Los SMB utilizan agua desionizada, la que posee un precio más elevado, por lo que se considera un 50% más del precio mencionado. Con la Ecuación 7.6 se obtiene el consumo de agua por un equipo:

$$C_{equipo} = F_i * t_{op} * 609 \left[\frac{CLP}{m^3} \right] \quad \text{Ecuación 7.6}$$

Donde,

C_{equipo} : Consumo de agua por el equipo, [CLP/año]

F_i : Cantidad de agua utilizada por el equipo, [kg/h]

t_{op} : Tiempo de operación del equipo, [h]

Se realiza el ejemplo de consumo de agua para el SMB-I:

$$C_{SMB-I} = 21.819 \left[\frac{kg}{h} \right] * \frac{24[h]}{1[d]} * \frac{330[d]}{1[año]} * \frac{1[m^3]}{1000[kg]} * 609 \left[\frac{CLP}{m^3} \right] * 1,5$$

$$C_{SMB-I} = 157.858.719 \left[\frac{CLP}{año} \right]$$

El costo total y detalles de este suministro durante el año se pueden apreciar en la Tabla 7.13.

Tabla 7.13 Costos de agua en el proceso

Proceso	Flujo [kg/h]	[m ³ /año]	[CLP/año]	[UF/año]
M-1	71.672*	94.607	57.615.687	2.162
SMB-1	21.819	172.806	157.858.719	5.924
SMB-2	41.861	331.539	302.860.986	11.365
SMB-3	4.537	35.933	32.824.832	1.232
Agua circuito frío	29.324	232.252	141.441.890	5.307
Agua circuito caliente	59.663	472.531	287.771.354	10.798
Total	157.205	1.245.062	758.242.936	28.452

*Este flujo es en [kg/lote], entonces se debe considerar 4 lotes diarios

Electricidad

Por concepto de electricidad se consideran los consumos de los equipos determinados en el balance de energía y diseño de equipos. Este cargo lo comprenden principalmente la agitación en los reactores, y en los estanques, el secador, el cristalizador, las cintas transportadoras, la centrífuga y las bombas. La tarifa del consumo energético es de 134,04 [CLP/kWh] (CGE, 2016). Utilizando la Ecuación 7.7, se obtiene el consumo de electricidad por equipo:

$$C_{equipo} = C_E * t_{op} \quad \text{Ecuación 7.7}$$

Donde,

C_E : Potencia requerida por el equipo, [kW]

t_{op} : Tiempo de operación del equipo, [h]

Se realiza un ejemplo de cálculo para el estanque equalizador 1.

$$C_{E-1} = 173[kW] * 24[h] * 330[d] = 1.370.160 [kWh]$$

Los costos de consumo energético anual para 330 días trabajados en la planta, se encuentran en la Tabla 7.14.

Tabla 7.14 Consumo energético de los equipos

Proceso	Valor [kW]	Valor [kWh]	Costo [CLP/año]	[UF/año]
M-1	225	297.000	39.809.880	1.493
R-1	150,8	149.292	20.011.099	750
E-1	173	1.370.160	183.656.246	6.891
CT-1	55	435.600	58.387.824	2.191
E-2	12,2	96.940	12.993.944	487
R-2	21,4	169.488	22.718.171	852
E-3	21	166.320	22.293.532	836
C-1	165,7	1.312.344	175.906.589	6.600
Cp-1	0,047	372,24	49.895	1,9
Cp-2	0,068	538,56	72.188	2,7
CT-2	22	174.240	23.355.129	876,4
SR-1	3,7	29462,4	3.949.140,1	148,2
Bombas	15,3	121.121	16.235.106	609
Total	850,0	6.731.802	902.330.740	33.860

Combustible

El costo por combustible se refiere principalmente al necesario para el requerimiento de energía en la caldera y eyectores. El combustible a utilizar es Diésel, distribuido en Chile por ENAP, cuyo valor mantiene un precio fluctuante de aproximadamente 393,1 [CLP/L] (ENAP, 2017). El costo total de este suministro se detalla en la Tabla 7.15.

Tabla 7.15 Consumo de combustible

Proceso	[L/h]	[L/año]	[CLP/año]	[UF/año]
Caldera	964,423	7.638.231	3.002.588.515	112.671
Eyectores	5,649	44.740	17.587.445	660
Total				113.331

En la Tabla 7.16 se muestra un resumen de los costos en suministros básicos del proceso.

Tabla 7.16 Costos en suministros básicos del proceso

Suministro	Costo [UF/año]
Agua	28.453
Electricidad	33.860
Combustible	113.331
Total	175.644

Mantenimiento y reparaciones

El costo del mantenimiento y las reparaciones de los equipos puede variar por cada uno, dependiendo de la complejidad de la reparación y el uso. El costo de mantención general de la planta se puede tomar como un 6% del Capital fijo de Inversión Total (368.373[UF]) (Peters *et al.*, 2003). El costo por mantenimiento y reparaciones tiene un valor de 22.102 [UF/año].

Suministros de funcionamiento

Estos son los suministros ocupados para mantener el proceso funcionando eficientemente. Algunos ejemplos de estos artículos son lubricantes, test de productos químicos, productos de mantenimiento y otros suministros similares que no pueden ser considerados como materias primas o de mantenimiento y materiales de reparación. El costo anual de este tipo de suministros es de aproximadamente un 7% del costo total de mantenimiento y reparaciones (Peters *et al.*, 2003), equivalente a 1.547 [UF/año].

Costos de laboratorio

La planta necesita disponer de un laboratorio tanto para un control de calidad de la materia prima y el producto, como para llevar a cabo la investigación y desarrollo de nuevas metodologías. Este costo se puede tomar entre un 5 y 20% de la mano de obra del departamento de producción, en este caso se considera un valor del 20% (Peters *et al.*, 2003). Los costos de laboratorio tienen un valor de 2.356 [UF/año].

Enzimas, compuestos activos y aditivos

Como se mencionó en el capítulo 3, se utilizará β -galactosidasa de *Kluyveromyces lactis* para llevar a cabo la hidrólisis de lactosa y la L-arabinosa isomerasa de *Thermotoga neapolitana* para realizar la isomerización enzimática. Además, se requiere de hidróxido de sodio para ajustar el pH en las etapas pertinentes del proceso.

Para ambas enzimas no se obtuvo el precio de estas a nivel industrial desde sus respectivos productores. Por esta razón se utiliza el valor de un preparado enzimático similar al requerido en el caso de β -galactosidasa, el que corresponde a 196 [USD/kg] (Biocon, 2017). Para la enzima L-arabinosa isomerasa se cotizó el precio de la enzima glucosa isomerasa inmovilizada, utilizada ampliamente en la industria de alimentos para la producción de jarabe de maíz en alto contenido de fructosa, el precio de esta enzima es de 80 [USD/kg] (Touchhealthy, 2017).

En la Tabla 7.17 se muestra el resumen de los valores obtenidos de los costos mencionados anteriormente.

Tabla 7.17 Costo de compuestos químicos, enzimas y aditivos

Compuesto	Valor	Unidad	Consumo anual [kg/año]	Precio [USD/kg]	Costo [UF/año]	Referencia
Preparado enzimático hidrólisis	286	[kg/lote]	377.520	196	1.868.653	Biocon, 2017
NaOH para reactor R-1	$5,82 \cdot 10^{-4}$	[kg/lote]	0,768	18,8	0,364	Fisher Scientific, 2017
L-arabinosa isomerasa	421	[kg/ciclo]	5.473	80	11.057	Touchhealthy, 2017
NaOH para reactor R-2	$3,78 \cdot 10^{-4}$	[kg/lote]	0,005	18,8	0,002	Fisher Scientific, 2017
Costo total					1.879.710	

Seguros

El seguro a la propiedad suele ser considerado como un gasto fijo no variable. Además su costo se asume como un 1% del capital fijo de inversión (334.876 [UF]) (Peters *et al.*, 2003), cuyo valor corresponde a 3.349 [UF/año].

El total de costos de manufactura se resumen en la Tabla 7.18. Se debe considerar que estos costos varían año a año de acuerdo al nivel de producción.

Tabla 7.18 Resumen costos de manufactura de la planta

Ítem	Costo [UF/año]
Materias primas	366.815
Mano de obra	19.814
Suministros básicos	175.644
Mantenimiento y reparaciones	22.102
Suministros de funcionamiento	1.547
Laboratorio	2.356
Enzimas, compuestos químicos	1.879.710
Seguros	3.349
Total costos manufactura	2.471.336

7.2.2 | Gastos generales

Gastos de administración

Estos costos son referidos a los suministros y equipo de oficina como gastos en fotocopias, impresoras, llamadas telefónicas, comunicaciones con el exterior, administrativas, edificios, y otros artículos generales relacionados con las actividades administrativas. Este gasto varía entre el 15 al 25% del costo de la mano de obra del departamento de producción (Peters *et al.*, 2003). En este caso se tomará el 20%, resultando en 2.356 [UF/año].

Gastos de distribución y mercadeo

Es necesario considerar los gastos involucrados en la venta de los productos, esto incluye, suministros y otros gastos para oficinas de ventas, comisiones y gastos de viaje para los vendedores, gastos en transporte, gastos de publicidad y técnicas de ventas. Los costos de distribución y marketing varían dependiendo del material producido, estos costos para la mayoría de las plantas de productos químicos o bioquímicos están en el rango del 2 al 20% del costo total del producto. Este valor se

estima como el 20% del costo de manufactura por ser un producto novedoso (Towler & Sinnott, 2008), lo que equivale a 494.267[UF/año].

Investigación y desarrollo

Dado que la tagatosa es un producto que entrega una variedad de beneficios principalmente en el área de la salud, su producción se encuentra en constante estudio, por lo que se considera necesario tener un equipo de investigación para el desarrollo de nuevas metodologías de producción. Estos costos se van a considerar como un 5% del costo de manufactura, resultando en 123.567 [UF/año].

A continuación, se muestra el resumen de los costos generales de la planta productora de tagatosa en la Tabla 7.19.

Tabla 7.19 Resumen de costos generales de la planta

Ítem	Costo [UF/año]
Gastos de administración	2.356
Distribución y mercadeo	494.267
Investigación y desarrollo	123.567
Total costos generales	620.190

En la Tabla 7.20 se presenta un resumen general de los costos de producción anual.

Tabla 7.20 Costo total de producción anual

Ítem	Costo [UF/año]
Costos manufactura	2.471.336
Gastos generales	620.190
Total costos de producción	3.091.526

7.3 | INGRESOS

Para determinar el precio de la tagatosa, dado que es un producto con una alta pureza, se escoge como referencia el producto que contiene tagatosa pura distribuido por Biofoods, el cual tiene un

valor de 27.356 [CLP/kg] (BIOFOODS, 2017). Por lo tanto, se estima un precio de \$25.000 para la tagatosa producida. Para realizar el análisis de rentabilidad, es necesario tener en cuenta la cantidad de producto formado; del balance de masa desarrollado en el capítulo 4 el volumen de producción de cristales de tagatosa (PC_{tag}) es 3.556 [ton/año].

Para calcular los ingresos, en primer lugar, se debe considerar una penetración gradual del producto a los consumidores, por lo tanto, en los primeros años de operación de la planta no abarcará el 100% de la demanda estimada para el año 2026. De esta forma, la producción aumentará gradualmente desde un 50% de la demanda el primer año, aumentando un 10% año a año, y así, los últimos 5 años la planta abarcará el 100% del mercado estudiado. Dado que la demanda va aumentando a través de los años, solamente en el año 2026 se utilizará la capacidad máxima de la planta. Esto se resume en la Tabla 7.21, los datos correspondientes a la demanda estimada de tagatosa se obtienen de la sección 2.4.3.

Tabla 7.21 Demanda de tagatosa y porcentajes de penetración en el mercado

Año	Demanda P_n [kg tagatosa]	$\%P_n/P_{2026}$	%Penetración al mercado	$\%f_n$
2016	2.698,85	0,918	0	0
2017	2.727,82	0,928	50	46,39
2018	2.756,79	0,938	60	56,26
2019	2.785,75	0,948	70	66,33
2020	2.814,72	0,957	80	76,60
2021	2.806,17	0,955	90	85,91
2022	2.832,50	0,964	100	96,35
2023	2.859,33	0,973	100	97,26
2024	2.886,66	0,982	100	98,19
2025	2.914,53	0,991	100	99,14
2026	2.939,80	1,000	100	100

Donde,

f_n : Factor que asocia el porcentaje de penetración del mercado y el porcentaje de producción del año con respecto a la capacidad de la planta, calculado mediante la Ecuación 7.8.

$$f_n = \frac{P_n}{P_{2025}} * Penetración\ al\ mercado \quad \text{Ecuación 7.8}$$

Cuando se produce menos de la capacidad de la planta, los costos también son menores, ya que éstos se calcularon para la máxima capacidad de la planta estimada en el año 2026. Por ende, para estimar los costos totales y los ingresos se utilizarán la Ecuación 7.9 y la Ecuación 7.10, respectivamente.

$$Costos_n = f_n * C_p \quad \text{Ecuación 7.9}$$

$$Ingresos_n = f_n * (P_{C\ tag} * \$_{C\ tag}) \quad \text{Ecuación 7.10}$$

Donde,

$Costos_n$: Costos del año n, [UF/año]

$Ingresos_n$: Ingresos del año n, [UF/año]

f_n : Factor de penetración

C_p : Costos de producción año 2026

$P_{C\ tag}$: Producción anual total del producto de tagatosa para el año 2026, [kg/año]

$\$_{C\ tag}$: Precio cristales de tagatosa, respectivamente, [UF/kg]

7.4 | RENTABILIDAD DEL PROYECTO

La finalidad de la evaluación de un proyecto radica en la determinación del nivel de rentabilidad de la estructura de pagos de éste en relación a la rentabilidad deseada por el inversionista o la empresa, entendida como la tasa de descuento. Para medir la rentabilidad del proyecto y poder conocer su flujo de caja, es necesario incorporar los efectos tributarios de la depreciación, impuesto, utilidades y pérdidas.

7.4.1 | Indicadores financieros

Se abordará el análisis de la rentabilidad mediante indicadores financieros como la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Valor Actual Neto (VAN), los que se explican a continuación.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) se entiende como la rentabilidad intrínseca al proyecto, sin considerar al ente inversor. En otras palabras, representa la ganancia mínima que obtendría cualquier inversor ante la decisión de financiar la estructura de pagos del proyecto. Cuando se hace una comparación de tasas de rentabilidad interna de dos proyectos, no se tiene en cuenta la posible diferencia en las dimensiones de los mismos. Este indicador se puede calcular utilizando la Ecuación 7.11.

$$\sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} - I_0 = 0 \quad \text{Ecuación 7.11}$$

Donde,

TIR: Tasa interna de retorno, [%]

I_0 : Inversión inicial, [UF]

t: Período de evaluación del proyecto, [año]

El Valor Actual Neto (VAN) corresponde al valor que posee en la actualidad (momento de hacer efectiva la inversión) la estructura de pagos del proyecto, mediante la actualización de los flujos futuros proyectados. Si el VAN del proyecto es mayor a cero, entonces el proyecto posee valor de interés y es rentable. Caso contrario, si el VAN es menor a cero, se dice que el proyecto no es rentable. Finalmente, si el VAN es igual a cero, la estructura de pago es indiferente para el inversor (lo que se conoce como punto de indiferencia del inversor), pues recupera lo que se ha invertido en el proyecto; lo que sería equivalente a no invertir. Este indicador se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$VAN = I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + k)^t} = \frac{F_1}{(1 + k)} + \frac{F_2}{(1 + k)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1 + k)^n} \quad \text{Ecuación 7.12}$$

Donde,

VAN: Valor actual neto evaluado a *t* periodos con una exigencia mínima de *d*% de rentabilidad, [UF]

F_t : Flujo de caja neto en el período t (FDI), [UF]

k : Tasa de descuento o rentabilidad mínima exigida por el inversor, [%]

La tasa mínima atractiva de retorno (TRMA) es la cantidad obtenida como ganancia en relación a la cantidad original; constituye una tasa de retorno razonable establecida como base para determinar si una alternativa es económicamente viable. Por lo tanto, se propone un TRMA del 15% desde el punto de vista del inversionista. En conclusión, si el valor del TIR es comparativamente mayor a la TRMA y el VAN es positivo, entonces el proyecto tiene una rentabilidad atractiva.

7.4.2 | Consideraciones flujo de caja

Dada la naturaleza del proyecto, que se presenta como una empresa de producción industrial, se clasifica en el área de impuesto a la renta de primera categoría (Artículo 20 Ley de Impuesto a la renta, a partir del año 2014), el que considera un 22,5% sobre las utilidades percibidas para el año 2016. Además, a partir del año 2017 hacia adelante, la tasa corresponde a un 25% (SII, 2015).

Para este tipo de proyectos donde la inversión es moderada y no a un largo plazo, el estudio de evaluación económica se realiza comúnmente usando como tiempo de operación los primeros diez años del proyecto, en el cual se considera una depreciación acelerada, según lo permite el servicio de impuestos internos. La depreciación se aplica sólo para los inmuebles y los equipos (sin incluir los costos anexos al equipo) que se devalúan mediante el transcurso de los años por su utilización y antigüedad. Según lo que propone el Servicio de Impuestos Internos de Chile, el período usual de depreciación para equipos industriales en general es de 15 años y para las edificaciones de 30 años. La ley chilena también permite utilizar la depreciación acelerada correspondiente cada tres años para bienes inmuebles. Esta se calcula de acuerdo a la Ecuación 7.13.

$$d = \frac{C_i - C_f}{\frac{n}{3}} \quad \text{Ecuación 7.13}$$

Donde,

d : Depreciación lineal acelerada, [UF]

C_i : Costo inicial del bien, [UF]

C_f : Costo final del bien o valor libro, [UF]

Para este proyecto se va a considerar un valor residual igual a cero. Los costos de los inmuebles y equipos instalados y sus respectivas depreciaciones (SII, 2002) se muestran en la Tabla 7.22 .

Tabla 7.22 Depreciación de los costos de edificación y equipos instalados

Ítem	Valor [UF]	Duración [años]	Año de depreciación	Depreciación [UF/año]
Costo de equipos	149.679	15	6	24.946,5
Costos edificación	21.717	30	10	2.171,7
Total				27.118,2

7.4.3 | Flujo de caja del proyecto

A partir de lo anterior, se presenta en la Tabla 7.23 el flujo de dinero del proyecto para la producción de tagatosa.

Tabla 7.23 Flujo de dinero en [UF] durante los primeros diez años de operación de la planta

Período	Ingresos	Costos	FAI	Depreciación	FSI	Impuesto	FDI
0	0	432.118	-432.118	0	0		-432.118
1	1.547.701	1.434.303	113.399	27.118	86.280	19.413	93.986
2	1.876.966	1.739.442	137.523	27.118	110.405	24.841	112.682
3	2.212.797	2.050.668	162.130	27.118	135.011	30.378	131.752
4	2.555.210	2.367.992	187.218	27.118	160.100	36.022	151.195
5	2.865.879	2.655.899	209.980	27.118	182.862	41.144	168.836
6	3.214.189	2.978.688	235.501	2.172	233.329	52.499	183.002
7	3.244.634	3.006.903	237.731	2.172	235.560	53.001	184.730
8	3.275.647	3.035.643	240.004	2.172	237.832	53.512	186.491
9	3.307.272	3.064.952	242.321	2.172	240.149	54.034	188.287
10	3.335.948	3.091.526	244.422	2.172	242.250	54.506	189.915

Donde,

FAI: Flujo del impuesto = Ingresos – costos

FSI: Flujo sujeto a impuesto = FAI – depreciación

FDI: Flujo después del impuesto = FAI – impuesto

El proyecto será evaluado en un número de períodos de 10 años, la inversión inicial del proyecto son 432.118 [UF], el interés exigido al proyecto es 15% y la inversión inicial y los flujos después del impuesto se pueden obtener de la Tabla 7.23 Reemplazando estos valores en la Ecuación 7.12, se obtiene:

$$\begin{aligned} VAN &= -432.118 + \frac{93.986}{(1 + 0,15)} + \frac{112.682}{(1 + 0,15)^2} + \frac{131.752}{(1 + 0,15)^3} + \frac{151.195}{(1 + 0,15)^4} + \frac{168.836}{(1 + 0,15)^5} \\ &+ \frac{183.002}{(1 + 0,15)^6} + \frac{184.730}{(1 + 0,15)^7} + \frac{186.491}{(1 + 0,15)^8} + \frac{188.287}{(1 + 0,15)^9} + \frac{189.915}{(1 + 0,15)^{10}} \\ &= 301.824 [UF] \end{aligned}$$

7.4.4 | Análisis de rentabilidad

El valor actual neto (VAN) del proyecto es de 301.824 [UF], para un TRMA del 15%, obteniendo además una tasa interna de retorno (TIR) de 29,1%. Por consiguiente, al lograr una TIR mayor que la TRMA y un VAN positivo, el proyecto es rentable. Utilizando el mismo flujo de caja obtenido anteriormente, se determina el payback o “plazo de recuperación”, el cual indica que en el período 6 se logra recuperar la inversión realizada con las condiciones de precio de los productos y la TRMA propuesta. En la Figura 7.2 se muestra gráficamente el período de recuperación de la inversión.

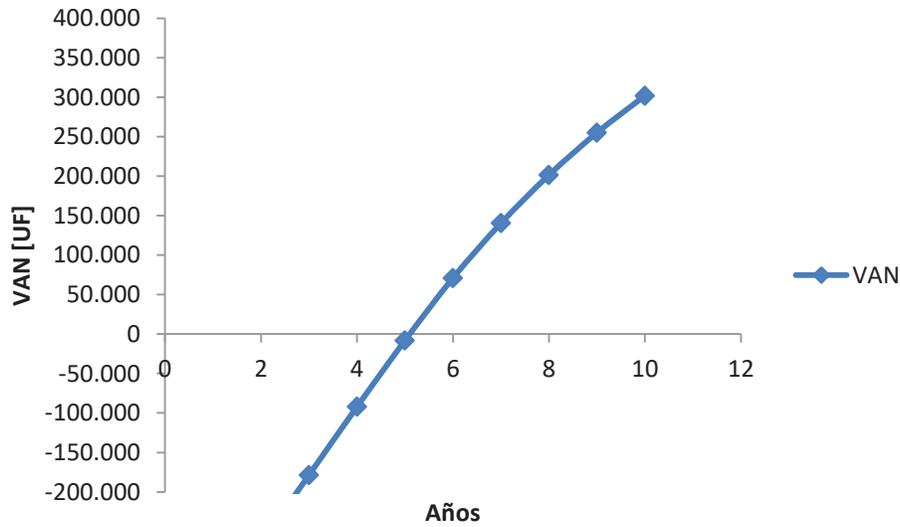


Figura 7.2 Período de recuperación de la inversión, con TRMA 15%

En la Figura 7.3 se observa que el valor actual neto del proyecto tiene un valor positivo hasta que el TRMA alcanza un valor del 25% aproximadamente, lo que es un valor razonable para la industria productora, por lo que sería un proyecto bastante atractivo para el inversionista.

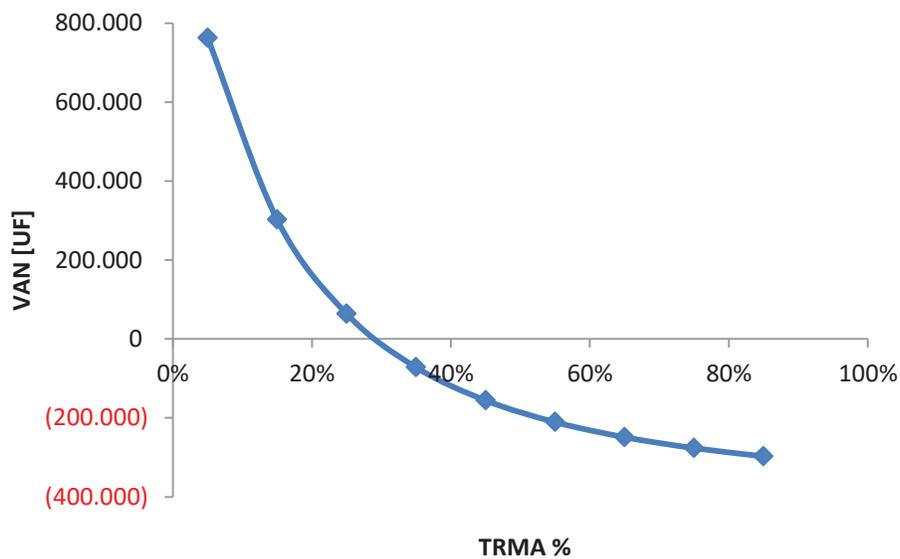


Figura 7.3 Relación entre VAN [UF] y TRMA [%]

7.5 | ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Es importante considerar que el escenario propuesto no representa la intensidad en que las diversas variables asociadas al flujo de caja influyen en el cálculo de los indicadores financieros. Debido a lo anterior, es relevante sensibilizar las variables predominantes con el fin de proveer de escenarios favorables y desfavorables, condicionando la decisión del inversor, dada cierta probabilidad de ocurrencia de rentabilidad.

En este sentido, luego de la obtención de los indicadores económicos, es claro que el proyecto es rentable debido fundamentalmente al precio y demanda de tagatosa. No obstante, es interesante analizar otros escenarios en los que se podría encontrar este producto. Una sensibilización en relación al precio de venta de la tagatosa y las enzimas constituye una herramienta importante al momento de analizar la estrategia de salida al mercado.

7.5.1 | Análisis de sensibilidad para el precio de la tagatosa

Se realiza una sensibilización de acuerdo al precio de la tagatosa; la rentabilidad del proyecto fue analizada para un precio de tagatosa de 25.000 [CLP/kg]. En la Figura 7.4 se observa que este precio es el mínimo que se puede comercializar el producto para obtener VAN positiva y así sea rentable. Este análisis permite flexibilizar el precio de venta del producto dependiendo de las condiciones reales del mercado, haciendo del proyecto aún más atractivo si se quiere aumentar el precio de venta de la tagatosa.

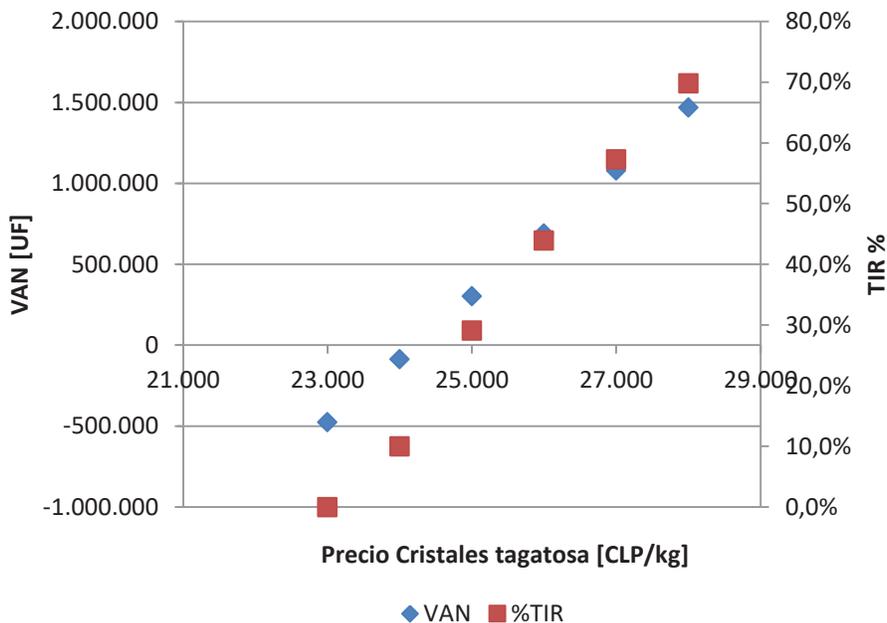


Figura 7.4 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del precio de venta de tagatosa

7.5.2 | Análisis de sensibilidad para el precio de las enzimas

Al considerar precios de enzimas similares a las utilizadas en el proceso, es necesario sensibilizar este valor contemplando diferentes precios para la β -galactosidasa y un precio mayor en el caso de la arabinosa isomerasa.

La rentabilidad de este proyecto se analizó teniendo en cuenta un costo de arabinosa isomerasa de 80 [USD/kg]. Como se observa en la Figura 7.5, el costo de enzima puede ser hasta 600 [USD/kg] aproximadamente para que el proyecto sea rentable, obteniendo un VAN de 39.871 [UF] y una TIR de 17%,

Por otra parte, en el caso de la enzima β -galactosidasa, en este proyecto se considera un costo de 196 [USD/kg], si se estima un precio de 210 [USD/kg]; el proyecto se vuelve inmediatamente no rentable como se observa en la Figura 7.6. Este costo es el que mayor incidencia tiene dentro de los costos de producción de la planta, por lo que una pequeña alza en el precio de la enzima afecta en gran magnitud la rentabilidad del proyecto.

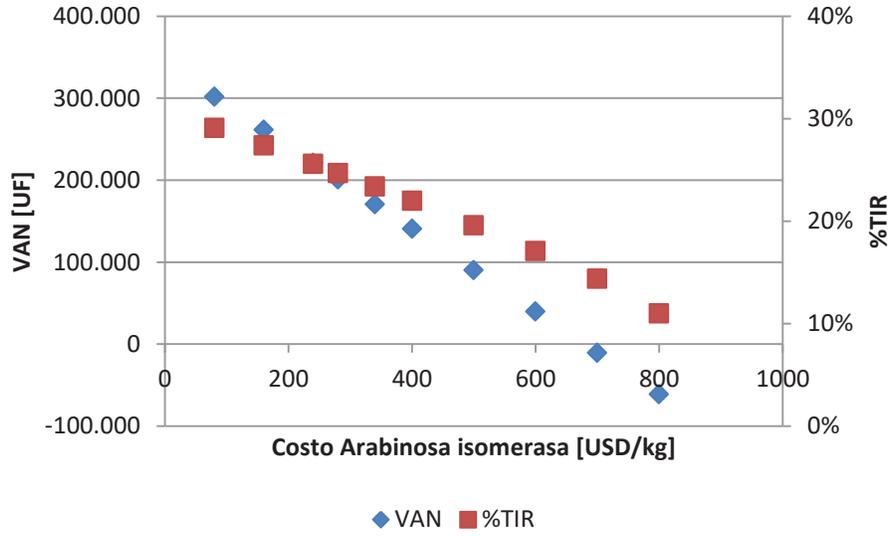


Figura 7.5 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del costo de la enzima Arabinosa isomerasa

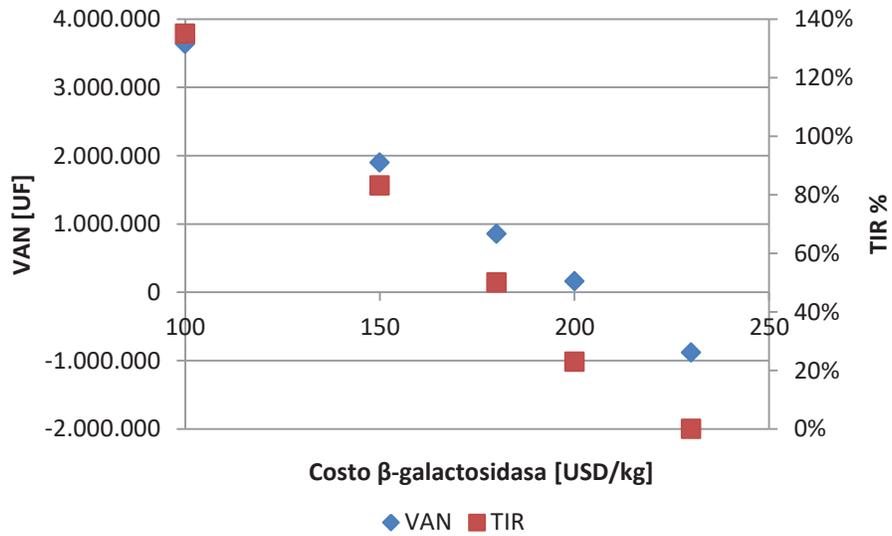


Figura 7.6 Análisis de sensibilidad del proyecto en función del costo de la enzima β-galactosidasa

REFERENCIAS

Amfher Food. (2017). Jarabe de Fructosa. Recuperado el julio de 2017, de Amfher Food: <http://www.amfherfoods.com.mx/materias.html>

Biocon. (2017). Enzimas comerciales. Recuperado el 2017, de Biocon: <http://biocon.es/productos/enzimas-comerciales/fichas-tecnicas-y-de-seguridad/>

Biofoods. (2017). Cubos de Tagatesse. Recuperado el 2017, de Biofoods: <https://www.biofoods.cl>

CGE. (2016). Tarifas de Suministro Eléctrico. Recuperado el 7 de julio de 2017, de CGE distribución: <http://www.cgedistribucion.cl/wp-content/uploads/descargables/tarifas-hogar/CGE-D/tarifa-de-suministro/2016/Tarifas-de-Suministro-CGED-2016-01-01.pdf>

Chemical Engineering Magazine. (2016). Economic Indicators. Recuperado el 2 de junio de 2017 En: <http://www.chemengonline.com/current-economic-trends-cepci-january-prelim-and-december-final/?printmode=1>

Construequipos Agroindustriales. (2017). Tolvas. Agroin (en línea) . Obtenido en 2017 de: <http://www.agroin.com/STolva.php>

DOW. (2017). DOWEX MONOSPHERE™ Ion Exchange Resins. Recuperado el julio de 2017, de <http://www.dow.com/en-us/markets-and-solutions/products/DOWEXMONOSPHEREIonExchangeResins/DOWEXMONOSPHERE99Ca320>

ENAP. (2017). Informe semanal de precios - Inversionistas y Mercado. Recuperado el 7 de julio de 2017, de ENAP: <https://www.enap.cl/pag/53/784/informe-precios>

EnciclopediaEconomía. (2009). La gran enciclopedia de la economía. Recuperado el junio de 2017, de <http://www.economia48.com/spa/d/fob/fob.htm>

ESPA. (2017). Catálogo-Tarifas. Recuperado el 1 de julio de 2017, de ESPA Innovative Solutions: http://global.espa.com/es_es/productos/productos-por-gamas/suministro/bombas-de-presurizacion-horizontales/prisma/prisma-15/

ESSBIO. (2017). Tarifas vigentes de agua potable y alcantarillado. Recuperado el 7 de julio de 2017, de ESSBIO S.A.: http://www.siss.gob.cl/577/articles-4737_ESSBIO_VIII_G1_may2017.pdf

Fisher Scientific. (2017). Sodium Hydroxide Solution, 40%, Fisher Chemical:Testing and Filtration:Food. Recuperado el 9 de julio de 2017, de Fisher Scientific: <https://www.fishersci.com/shop/products/sodium-hydroxide-solution-40-fisher-chemical-3/p-2519655>

Matches. (2014). Matches Cost Estimation. Recuperado el 9 de julio de 2017, de Matches: <http://www.matche.com/equipcost/Crystallizer.html>

MINEDUC. (2017). Mi futuro laboral. Recuperado el 15 de junio de 2017: <http://www.mifuturo.cl/index.php/futuro-laboral/buscador-por-carrera-d-institucion?cmbtipos=Todos&cmbregiones=&cmbnombres=&tecnico=false&reset=true>

Peters, M., & Timmerhaus, K. (1991). Cost Estimation. En: Plant design and economics for chemical engineers. Pp. 150-215. Singapore: McGraw Hill International.

- Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). Analysis of costs estimation. En: M. Peters, K. Timmerhaus, & R. West. Plant design and economics for chemical engineers. 5th edition. Pp. 235-275. New York: McGraw Hill.
- Sapag, N., & Sapag, R. (1991). Valorización económica de las variables técnicas. En: N. Sapag & R. Sapag. Preparación y Evaluación de Proyectos. 2da edición. Pp. 116-127. Ciudad de México: McGraw-Hill Interamericana S.A.
- Sapag, N., & Sapag, R. (2008). Preparación y evaluación de proyectos. Quinta Edición. Colombia: McGraw-Hill Interamericana S.A.
- Servicio Nacional de Aduanas. (2017). Dirección Nacional de Aduanas- Estadística de comercio exterior. Recuperado el 6 de julio de 2017: <http://estacomex.aduana.cl/estacomex/asp/index.asp>
- SII. (2002). Tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado. Recuperado el 2017, de SII: http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/bienes_f.htm
- SII. (2015). Impuestos a la renta de primera categoría. Recuperado el 2017, de Servicio de impuestos internos: http://www.sii.cl/aprenda_sobre_impuestos/impuestos/imp_directos.htm
- Touchhealthy. (2017). Touchhealthy supply high quality immobilized glucose isomerase (food grade). Recuperado el 9 de julio de 2017, de Alibaba: https://www.alibaba.com/product-detail/Touchhealthy-Supply-High-quality-Immobilized-Glucose_60569652503.html?spm=a2700.7724838.20171115.1.g2PUtF

Towler, G., & Sinnott, R. (2008). Costing and project evaluation. En: Chemical engineering design principles, practice and economics of plant and process design. Pp. 297-392. California: Elsevier.

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). Capital cost estimating. En: Chemical Engineering Design. Principles, practice and economics of plant and process design. 2nd edition. Pp. 307-352). Waltham: Elsevier.

Vanneste, J., De Ron, S., Vandecruys, S., Soare, S. A., Darvishmanesh, S., & Van der Bruggen, B. (2011). Techno-economic evaluation of membrane cascades relative to simulated moving bed chromatography for the purification of mono- and oligosaccharides. Separation and Purification Technology. 80, 600-609.

8 | DISCUSIÓN, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 | DISCUSIÓN

La tagatosa es un edulcorante con cualidades beneficiosas para la salud y se considera un alimento funcional ya que posee efecto prebiótico. Entre sus características destacables se puede mencionar que puede ser consumido por diabéticos, tiene un bajo índice glucémico, se puede caramelizar y puede ser un reemplazante del azúcar de mesa.

En cuanto al estudio de mercado, se posiciona a la stevia y a la sucralosa como competidores en formato líquido de la tagatosa. Si bien los primeros son endulzantes no calóricos, mientras que la tagatosa es un endulzante hipocalórico y un alimento funcional; se van a considerar como competidores por ser los endulzantes más consumidos en el país. Además, se les puede tomar como referencia ya que, a pesar de que el producto final del proceso es en formato sólido, este se puede incorporar en la formulación de un endulzante líquido, formato en el cual se consumen más los endulzantes en Chile.

Considerando las características de la tagatosa antes mencionadas se estimó el mercado consumidor de la tagatosa como endulzante, evaluando 5 categorías: adulto mayor, personas que padecen diabetes y/o obesidad, mujeres embarazadas, y personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto. No se obtuvo información actualizada de la cantidad de personas que pertenecen a cada categoría por lo que se realizaron diferentes supuestos con el fin de estimar dicha información. En consecuencia a lo anterior, se podría desarrollar una correlación de la proyección que permita calcular con mayor exactitud la población en los siguientes 10 años. Además, para no generar un sobredimensionamiento en la demanda se debe considerar el hecho que dentro de las categorías mencionadas existen diferentes solapamientos entre ellas, ya que puede darse el caso de una persona embarazada y con diabetes; o personas que se encuentran en la categoría de adulto mayor y pertenecen a un estrato socioeconómico alto; entre otras. En nuestro caso sólo se estimó el cruce entre personas que padecen diabetes y las que padecen obesidad.

Para tener distintos escenarios de la demanda, se podría considerar el sensibilizar los porcentajes de personas que consumen endulzantes, asignados a las 5 categorías del público objetivo. Otro factor sería suponer la tagatosa como aditivo en bebidas, helados, goma de mascar y chocolates, además del manjar, la mermelada y los caramelos.

En el análisis de la localización de la planta se indica que la Región del Biobío es la zona más apta para ubicar la planta productora de tagatosa, siendo la ciudad de Coronel la mejor evaluada según los requisitos mencionados en el capítulo 2. Sin embargo, del estudio realizado, Valparaíso obtiene un puntaje relativamente similar por lo que podría ser una opción a considerar.

La elección del microorganismo *Thermotoga neapolitana* para producir la enzima L-arabinosa isomerasa se realizó en base al estudio de diferentes trabajos reportados. Si bien, se recaudó una gran cantidad de información, no se pudo realizar una comparación exhaustiva al momento de elegir el microorganismo, ya que no se consideraron parámetros importantes como constante de inactivación, rendimiento de inmovilización, precio, entre otros, debido a la falta de datos.

Por otra parte, la elección de la enzima β -galactosidasa soluble para llevar a cabo la hidrólisis enzimática es un punto importante a considerar debido a que la cantidad de enzima requerida en el proceso es alta en comparación a la arabinosa isomerasa. Al inmovilizar a la lactasa, esta se puede reutilizar en varios lotes de operación, disminuyendo la cantidad requerida al trabajar con la enzima soluble. Además, la inmovilización evitaría la inactivación y la posterior separación del biocatalizador, simplificando el proceso y generando una disminución en los costos de inversión y operación. Es importante destacar que el precio de la enzima se ha sensibilizado, ya que su costo es uno de los factores determinantes en la rentabilidad del proyecto.

Para realizar los balances de masa y diseños de equipos para la producción de cristales de tagatosa se toma como referencia la producción de azúcar refinada, ya que ambos productos poseen características similares. Dentro de las etapas de producción para generar cristales de tagatosa, se necesita de la isomerización de galactosa a través de la enzima arabinosa isomerasa. El microorganismo que se escogió para sintetizar la enzima fue *Thermotoga neapolitana*; sin

embargo, no se encontraron los datos suficientes para modelar el comportamiento cinético de la reacción enzimática, por lo que se utilizó información de la enzima glucosa isomerasa, la cual está involucrada en procesos de producción de jarabe de maíz de alta fructosa, que tiene bastante analogía con la reacción de isomerización de galactosa a tagatosa; además ha sido altamente estudiada por lo que se tienen datos a nivel industrial.

Para el balance de masa de la centrifuga de discos, se estimó el 100% de remoción de la enzima β -galactosidasa, en consecuencia de esto se debe realizar una búsqueda más detallada que permita tener una cercanía a la realidad y/o considerar otro equipo para remover la enzima.

Con el fin de disminuir los costos de inversión se prefiere la instalación de una piscina de almacenamiento para el eluente utilizado en la separación de lecho móvil simulado, debido a que se requiere de un gran volumen de agua desionizada. Desde un punto de vista de costos, se recircula el licor madre a la salida de la centrifuga con el fin de recuperar el 19% de la tagatosa que entra el equipo y lograr una cristalización total.

Un factor importante en el diseño, es la implementación de redes de agua y de calor a través del proceso de producción. Para que un proyecto sea rentable, es importante usar con eficiencia los recursos de la planta, para que de esta manera, se reduzcan los costos de producción del proceso. Así mismo se puede considerar que la evaporación de triple efecto reduce en gran medida la cantidad de vapor necesario para la producción de tagatosa.

8.2 | CONCLUSIONES

El estudio de mercado arrojó una clara tendencia hacia el aumento del consumo de edulcorantes en el país por lo que se puede decir que es un producto con un alto potencial para ser producido en Chile. Además al ser un producto novedoso, que actualmente no se elabora en ninguna industria de América del Sur, genera una ventaja al no existir competencia en el mercado nacional.

La instalación de una planta productora de tagatosa, bajo las condiciones establecidas, es rentable de acuerdo a los indicadores económicos seleccionados para un período de estudio de 10 años, considerando una tasa atractiva de retorno del 15%, siendo los factores más influyentes en la rentabilidad del proyecto, el precio de venta de los cristales de tagatosa y los costos de las enzimas, en especial de la β -galactosidasa, por el volumen necesario por un lote de reacción. Por otra parte, el proyecto tiene un plazo de recuperación en el período 6, lo que significa que el inversionista tardará 6 años en recuperar el desembolso inicial invertido en el proyecto.

8.3 | RECOMENDACIONES

Se recomienda hacer un estudio a nivel de laboratorio de diferentes parámetros de L-arabinosa isomerasa proveniente de *Thermotoga neapolitana* para obtener datos actualizados y que se puedan aplicar a escala industrial. También realizar la investigación de otros microorganismos que puedan sintetizar a la enzima con el fin de obtener los parámetros necesarios y realizar una comparación más certera.

Realizar nuevos análisis en los equipos de cromatografía con los productos que se van a separar en las diferentes etapas del equipo de lecho móvil simulado durante el proceso, para así obtener, con los nuevos datos, cálculos de balances de masa más precisos. Para dar un valor agregado a los residuos del proceso, de manera de rentabilizar el proyecto orientado en esta línea, se propone estudiar la posibilidad de recuperar los azúcares obtenidos de los lechos cromatográficos, añadiendo un evaporador en las líneas de refinado para así concentrar estas azúcares y poder vender jarabe de glucosa o galactosa; obteniendo mayores ingresos.

En cuanto a la estimación de los precios de los equipos, con el fin de acercarse a la realidad al momento de analizar la rentabilidad, se recomienda como preferencia hacer cotizaciones directas que utilizar las correlaciones, ya que no siempre se adaptan de la mejor manera.

Se propone evaluar el uso de la enzima β -galactosidasa inmovilizada en la reacción de hidrólisis en el proceso de producción de tagatosa.

Con el fin de obtener una demanda de tagatosa más real, se recomienda considerar el solapamiento entre todos los grupos considerados como público objetivo. Además, aunque se logró un estudio de

mercado completo, se recomienda actualizar la información del país para que se logre una mayor precisión en la demanda de tagatosa.

Para la evaluación económica se recomienda hacer un estudio más profundo en cuanto a la variación del precio de los productos; con el fin de determinar cuánto afecta esta variable en la rentabilidad.

APÉNDICE A TEOREMA DE BAYES

El teorema de Bayes se expresa en la siguiente ecuación:

$$P(A/B) = \frac{P(B/A) \cdot P(A)}{P(B)} \quad \text{Ecuación A.1}$$

Donde,

P(A): Probabilidad de ser persona obesa, 25,1%

P(B): Probabilidad de ser persona diabética, 11%

P(B/A): Probabilidad de ser diabético dado que se es obeso

P(A/B): Probabilidad de ser obeso dado que se es diabético, 40%

Despejando P(B/A) desde la ecuación A.1, se obtiene:

$$P(B/A) = \frac{P(A/B) \cdot P(B)}{P(A)}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior, se obtiene P(B/A) igual a 18%, lo que se expresa como el 18% de los obesos se espera que sean diabéticos. Este porcentaje se debe restar al porcentaje calculado en la categoría de personas que padecen obesidad para evitar conexiones de personas entre las categorías. Del mismo modo se realiza para el caso de las personas que padecen diabetes.

APÉNDICE B DEMANDA DE TAGATOSA COMO ADITIVO PROYECTADA AL AÑO 2016

Utilizando la Ecuación 2.2, Ecuación 2.3 y Ecuación 2.4 se obtiene la demanda de tagatosa según el año de referencia en que se ha obtenido la información. Para proyectar la demanda al año 2016, se aplica la misma tasa de crecimiento de la población en los respectivos años, los resultados se muestran en la Tabla B.1.

Tabla B.1 Proyección demanda de tagatosa como aditivo al año 2016

Producto	Año referencia	Producción año referencia [ton/año]	Demanda tagatosa año referencia [ton/año]	Porcentaje de crecimiento población	Demanda de tagatosa año 2016 [ton/año]
Mermeladas	2005	13.500	117,4	10,6	129,9
Manjar	2015	34.100	246,3	1,5	260,9
Caramelos	2015	12.750	157,1	1,5	159,5

APÉNDICE C PROYECCIÓN PÚBLICO OBJETIVO

Adulto Mayor

Para obtener la proyección en la categoría de adulto mayor, con los datos de las proyecciones realizadas por el INE hasta el año 2020 se obtiene los datos para los siguientes años con una regresión exponencial. Considerando que el 69% de ellos consumen endulzantes y que sólo se abarca un 3% de esta categoría, se obtiene la cantidad de adulto mayor a considerar en cada año. Los resultados se muestran en la Tabla C.1.

Tabla C.1 Proyección Adulto Mayor 2016-2026

Año	N° Adulto Mayor	Consumen endulzantes (69%)	Público objetivo (3%)
2016	2.752.209	1.899.024	56.971
2017	2.866.089	1.977.601	59.328
2018	2.979.970	2.056.179	61.685
2019	3.093.850	2.134.757	64.043
2020	3.207.729	2.213.333	66.400
2021	3.014.540	2.080.032	62.401
2022	3.129.105	2.159.083	64.772
2023	3.248.025	2.241.137	67.234
2024	3.371.464	2.326.310	69.789
2025	3.499.595	2.414.720	72.442
2026	3.632.595	2.506.490	75.195

Personas que padecen diabetes y obesidad

La proyección de personas que padecen obesidad y diabetes en Chile se obtiene a través del supuesto que aumentarán de la misma proporción que aumente el total de la población chilena. Considerando que sólo el 69% consumen endulzantes y que el público objetivo que se desea abarcar es el 5% de ellos. Se obtiene que para el año 2026, se debe considerar 136.480 personas que padecen obesidad y 43.108 personas que padecen diabetes para la demanda de tagatosa, resultados mostrados en la

Tabla C.2 y Tabla C.3 respectivamente. En estas proyecciones ya es considerado que existe una conexión entre estas categorías.

Tabla C.2 Proyección personas que padecen obesidad año 2016-2026

Año	N° de Obesos	Consumen endulzantes (69%)	Público Objetivo (5%)
2016	3.705.164	2.556.563	127.828
2017	3.733.317	2.575.989	128.799
2018	3.761.470	2.595.414	129.771
2019	3.789.623	2.614.840	130.742
2020	3.817.775	2.634.265	131.713
2021	3.841.636	2.650.729	132.536
2022	3.865.497	2.667.193	133.360
2023	3.889.359	2.683.657	134.183
2024	3.913.220	2.700.122	135.006
2025	3.937.081	2.716.586	135.829
2026	3.955.949	2.729.605	136.480

Tabla C.3 Proyección personas que padecen diabetes años 2016-2026

Año	N° de Diabéticos	Consumen endulzantes (69%)	Público Objetivo (5%)
2016	1.170.308	807.512	40.376
2017	1.179.200	813.648	40.682
2018	1.188.092	819.784	40.989
2019	1.196.985	825.919	41.296
2020	1.205.877	832.055	41.603
2021	1.213.414	837.255	41.863
2022	1.220.950	842.456	42.123
2023	1.228.487	847.656	42.383
2024	1.236.024	852.856	42.643
2025	1.243.561	858.057	42.903
2026	1.249.520	862.169	43.108

Embarazadas

Para obtener la proyección en la categoría de embarazadas, con los datos de las proyecciones realizadas por el INE hasta el año 2020 se obtiene los datos para los siguientes años con una regresión lineal. Considerando que el 69% de ellas consumen endulzantes y que sólo se abarca un 5% de esta categoría, se obtiene la cantidad de embarazadas a considerar en cada año. Los resultados se muestran en la Tabla C.4.

Tabla C.4 Proyección embarazadas años 2016-2026

Año	N° de Embarazadas	Consumen endulzantes (69%)	Público Objetivo (5%)
2016	242.929	167.621	8.381
2017	233.777	161.306	8.065
2018	224.624	154.991	7.750
2019	215.473	148.676	7.434
2020	206.320	142.361	7.118
2021	197.168	136.046	6.802
2022	188.016	129.731	6.487
2023	178.863	123.416	6.171
2024	169.711	117.101	5.855
2025	160.559	110.786	5.539
2026	151.407	104.471	5.224

Personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto

En la Tabla C.5 se señala la proyección de las personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto, de los cuales se supone que el 69% consume endulzantes y de ellos se quiere abarcar el 8%, obteniendo que al año 2026 para la demanda de tagatosa se consideran 169. 755 chilenos.

Tabla C.5 Proyección personas que pertenecen a un estrato socioeconómico alto años 2016-2026

Año	Estrato socioeconómico alto	Consumen endulzantes (69%)	Público objetivo
2016	2.880.314	1.987.417	158.993
2017	2.902.200	2.002.518	160.201
2018	2.924.085	2.017.619	161.409
2019	2.945.971	2.032.720	162.618
2020	2.967.855	2.047.820	163.826
2021	2.986.405	2.060.619	164.850
2022	3.004.954	2.073.418	165.873
2023	3.023.503	2.086.217	166.897
2024	3.042.052	2.099.016	167.921
2025	3.060.601	2.111.815	168.945
2026	3.075.269	2.121.935	169.755

En la Tabla C.6 se realiza un resumen de las diferentes categorías del potencial público objetivo a considerar para la demanda de tagatosa desde el año 2016 hasta el año 2026.

Tabla C.6 Resumen proyección de las diferentes categorías años 2016-2026

Año	Embarazadas	Adulto Mayor	Obesos	Diabéticos	Estrato socioeconómico alto	Total
2016	8.338	56.971	155.888	68.317	158.993	448.508
2017	8.065	59.328	157.072	68.837	160.201	453.504
2018	7.750	61.685	158.257	69.356	161.409	458.457
2019	7.434	64.043	159.441	69.875	162.618	463.410
2020	7.118	66.400	160.626	70.394	163.826	468.363
2021	6.819	62.401	161.630	70.834	164.850	466.533
2022	6.512	64.772	162.634	71.274	165.873	471.066
2023	6.205	67.234	163.638	71.714	166.897	475.688
2024	5.898	69.789	164.642	72.154	167.921	480.403
2025	5.590	72.442	165.645	72.594	168.945	485.216
2026	5.283	75.195	166.439	72.942	169.755	489.614

APÉNDICE D DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE LOTES

Para determinar el número de lotes que utilizan el mismo biocatalizador, se considera la carga inicial de enzima al reactor de isomerización (sección 5.12.2) y el modelo de inactivación térmica de primer orden para *Thermotoga neapolitana* (Ecuación 5.26). En la Tabla D.1 se observa que en el lote número 93 se obtiene el 50% de la actividad residual, por lo que se debe realizar el recambio del biocatalizador; con un tiempo acumulado de reacción de 379,79 [h], lo que corresponde a 26 [d] considerando las horas totales de operación del equipo.

Tabla D.1 Número de lotes reacción isomerización

NºLote	t acumulado [h]	t lote [h]	e ₀ [UI/g]	e _f [UI/g]	e _f /e ₀
1	3,00	3,00	900,0	899,9	1,000
2	6,00	3,010	899,9	895,1	0,995
3	9,01	3,03	895,1	890,3	0,989
4	12,04	3,04	890,3	885,5	0,984
5	15,08	3,06	885,5	880,7	0,979
6	18,14	3,07	880,7	875,9	0,973
7	21,21	3,09	875,9	871,1	0,968
8	24,30	3,11	871,1	866,3	0,963
9	27,41	3,13	866,3	861,5	0,957
10	30,54	3,14	861,5	856,7	0,952
11	33,68	3,16	856,7	851,9	0,947
12	36,84	3,18	851,9	847,1	0,941
13	40,02	3,20	847,1	842,3	0,936
14	43,22	3,22	842,3	837,5	0,931
15	46,44	3,23	837,5	832,7	0,925
16	49,67	3,25	832,7	827,9	0,920
17	52,92	3,27	827,9	823,1	0,915
18	56,19	3,29	823,1	818,3	0,909
19	59,48	3,31	818,3	813,5	0,904
20	62,79	3,33	813,5	808,7	0,899
21	66,12	3,35	808,7	803,9	0,893
22	69,47	3,37	803,9	799,1	0,888

Continuación Tabla D.1

N°Lote	t acumulado [h]	t lote [h]	e ₀ [UI/g]	e _f [UI/g]	e _f /e ₀
23	72,84	3,39	799,1	794,3	0,883
24	76,23	3,41	794,3	789,5	0,877
25	79,64	3,43	789,5	784,7	0,872
26	83,07	3,45	784,7	779,9	0,867
27	86,52	3,47	779,9	775,1	0,861
28	89,99	3,50	775,1	770,3	0,856
29	93,49	3,52	770,3	765,5	0,851
30	97,01	3,54	765,5	760,7	0,845
31	100,55	3,56	760,7	755,9	0,840
32	104,11	3,58	755,9	751,1	0,835
33	107,69	3,61	751,1	746,3	0,829
34	111,30	3,63	746,3	741,5	0,824
35	114,93	3,65	741,5	736,7	0,819
36	118,58	3,68	736,7	731,9	0,813
37	122,26	3,70	731,9	727,1	0,808
38	125,96	3,73	727,1	722,3	0,803
39	129,69	3,75	722,3	717,5	0,797
40	133,44	3,78	717,5	712,7	0,792
41	137,22	3,80	712,7	707,9	0,787
42	141,02	3,83	707,9	703,1	0,781
43	144,85	3,85	703,1	698,3	0,776
44	148,70	3,88	698,3	693,5	0,771
45	152,58	3,91	693,5	688,7	0,765
46	156,49	3,94	688,7	683,9	0,760
47	160,43	3,96	683,9	679,1	0,755
48	164,39	3,99	679,1	674,3	0,749
49	168,38	4,02	674,3	669,5	0,744
50	172,40	4,05	669,5	664,7	0,739
51	176,45	4,08	664,7	659,9	0,733
52	180,53	4,11	659,9	655,1	0,728

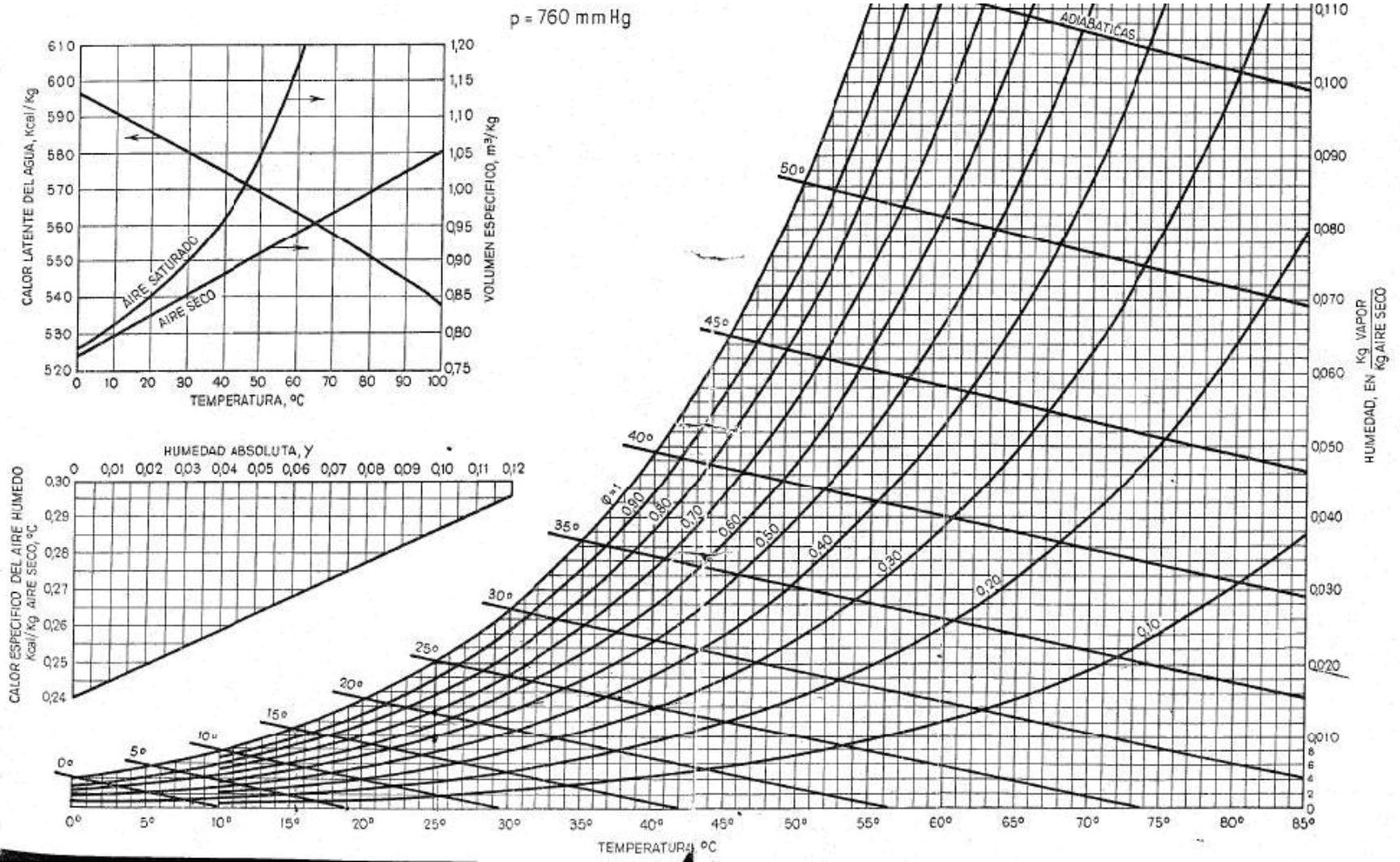
Continuación Tabla D.1

N°Lote	t acumulado [h]	t lote [h]	e ₀ [UI/g]	e _f [UI/g]	e _f /e ₀
53	184,64	4,14	655,1	650,3	0,723
54	188,78	4,17	650,3	645,5	0,717
55	192,95	4,20	645,5	640,7	0,712
56	197,15	4,23	640,7	635,9	0,707
57	201,38	4,26	635,9	631,1	0,701
58	205,64	4,30	631,1	626,3	0,696
59	209,94	4,33	626,3	621,5	0,691
60	214,27	4,36	621,5	616,7	0,685
61	218,63	4,40	616,7	611,9	0,680
62	223,03	4,43	611,9	607,1	0,675
63	227,46	4,47	607,1	602,3	0,669
64	231,93	4,50	602,3	597,5	0,664
65	236,43	4,54	597,5	592,7	0,659
66	240,97	4,58	592,7	587,9	0,653
67	245,55	4,61	587,9	583,1	0,648
68	250,16	4,65	583,1	578,3	0,643
69	254,81	4,69	578,3	573,5	0,637
70	259,50	4,73	573,5	568,7	0,632
71	264,23	4,77	568,7	563,9	0,627
72	269,00	4,81	563,9	559,1	0,621
73	273,81	4,85	559,1	554,3	0,616
74	278,66	4,89	554,3	549,5	0,611
75	283,55	4,94	549,5	544,7	0,605
76	288,49	4,98	544,7	539,9	0,600
77	293,47	5,02	539,9	535,1	0,595
78	298,49	5,07	535,1	530,3	0,589
79	303,56	5,12	530,3	525,5	0,584
80	308,68	5,16	525,5	520,7	0,579
81	313,84	5,21	520,7	515,9	0,573
82	319,05	5,26	515,9	511,1	0,568

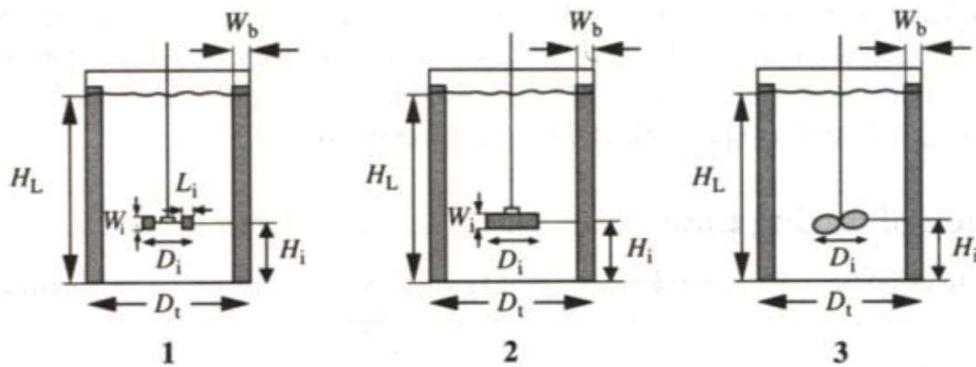
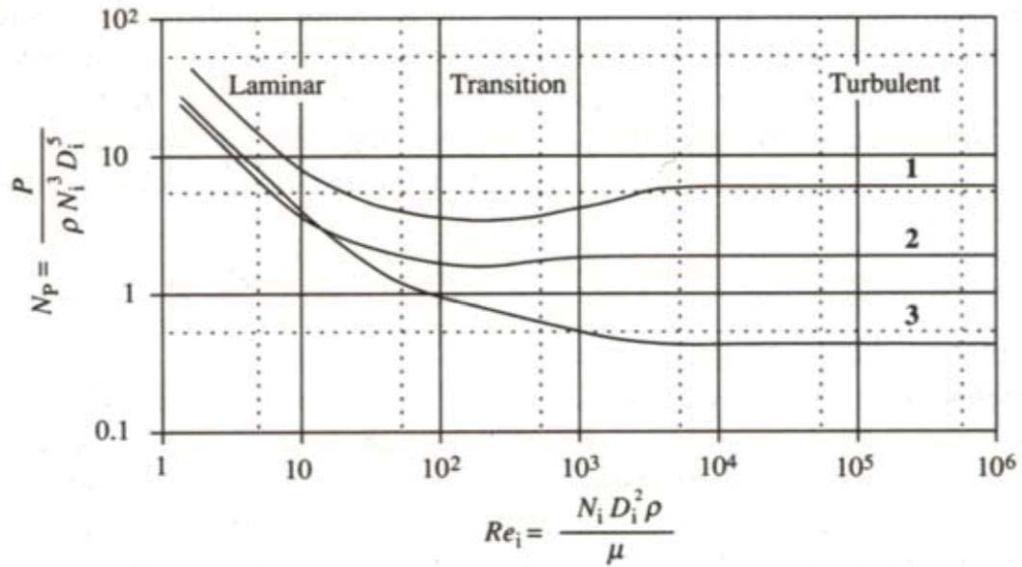
Continuación Tabla D.1

NºLote	t acumulado [h]	t lote [h]	e ₀ [UI/g]	e _f [UI/g]	e _f /e ₀
83	324,31	5,31	511,1	506,3	0,563
84	329,62	5,36	506,3	501,5	0,557
85	334,98	5,41	501,5	496,7	0,552
86	340,39	5,46	496,7	491,9	0,547
87	345,85	5,52	491,9	487,1	0,541
88	351,37	5,57	487,1	482,3	0,536
89	356,94	5,63	482,3	477,5	0,531
90	362,57	5,68	477,5	472,7	0,525
91	368,25	5,74	472,7	467,9	0,520
92	373,99	5,80	467,9	463,1	0,515
93	379,79	5,86	463,1	458,3	0,509
94	385,65	5,92	458,3	453,5	0,504

APÉNDICE E CARTA PSICOMÉTRICA



APÉNDICE F CORRELACIÓN ENTRE EL NÚMERO DE REYNOLDS Y EL NÚMERO DE POTENCIA PARA DIFERENTES TURBINAS



Impeller	D_t/D_i	H_L/D_i	H_i/D_i	Baffles	
				W_b/D_t	Number
1. Rushton turbine $W_i/D_i = 0.2, L_i/D_i = 0.25$	3	3	1	0.1	4
2. Paddle $W_i/D_i = 0.25$	3	3	1	0.1	4
3. Marine propeller Pitch = D_i	3	3	1	0.1	4

APÉNDICE G CÁLCULO DEL FACTOR DE CORRECCIÓN POR TEMPERATURA DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

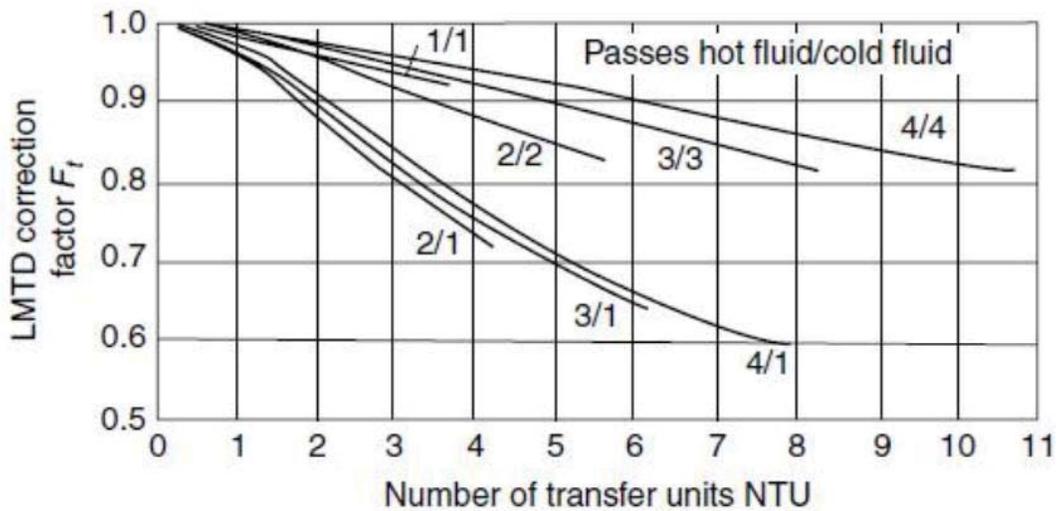
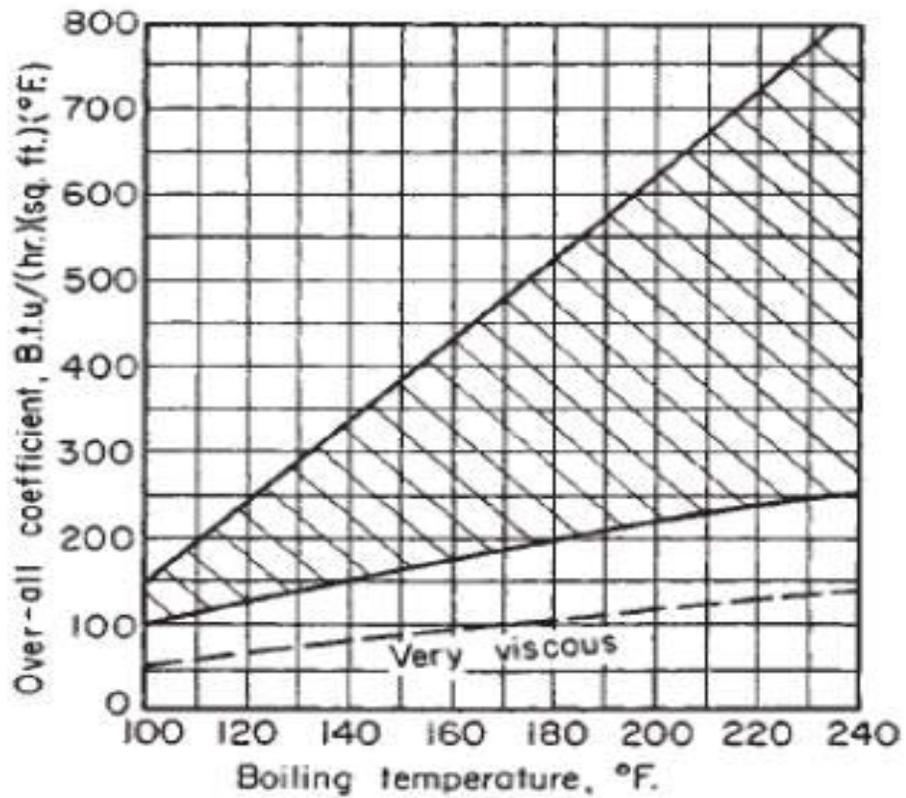


FIGURE 9-21 LMTD correction factor for plate heat exchangers. From J. Marriot, *Chem. Eng.*, April 5 1971. Reproduced with permission.)

APÉNDICE H.1 CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GLOBAL DE CALOR EN EVAPORADORES



APÉNDICE H.2 CÁLCULO DE RELACIÓN AIRE/VAPOR EN EYECTORES

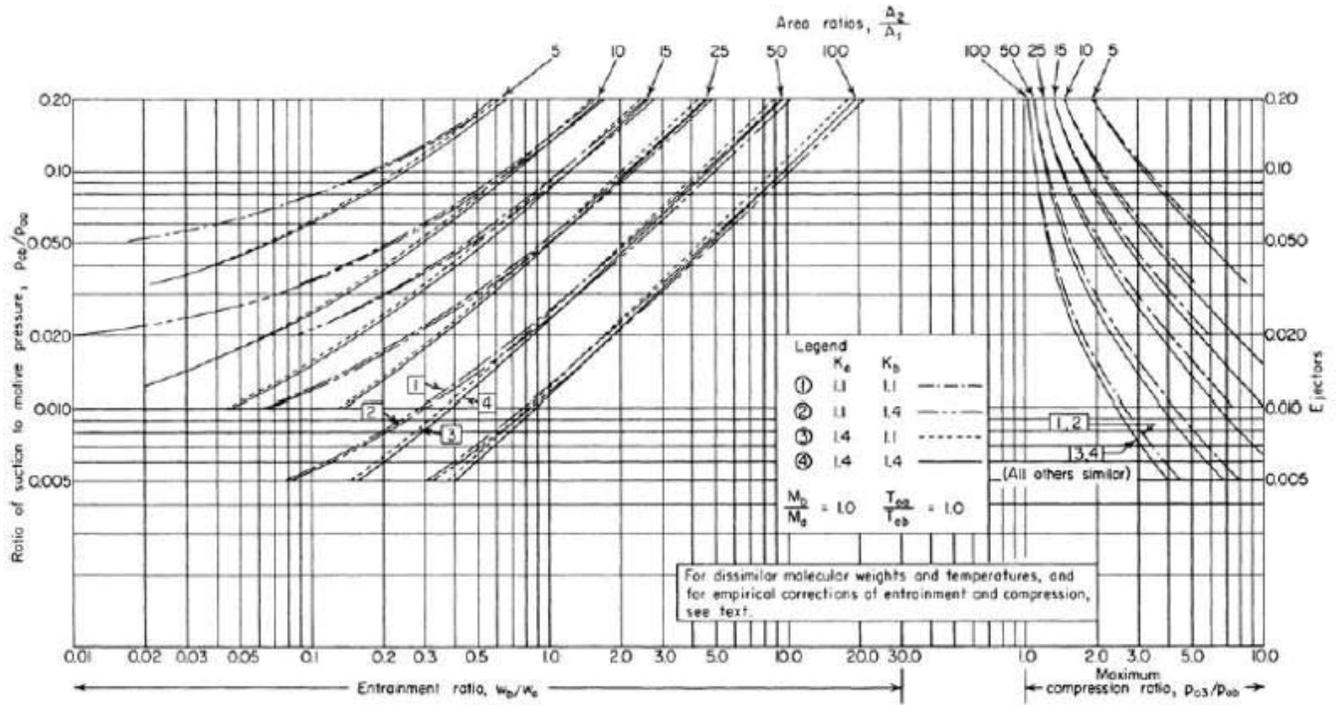
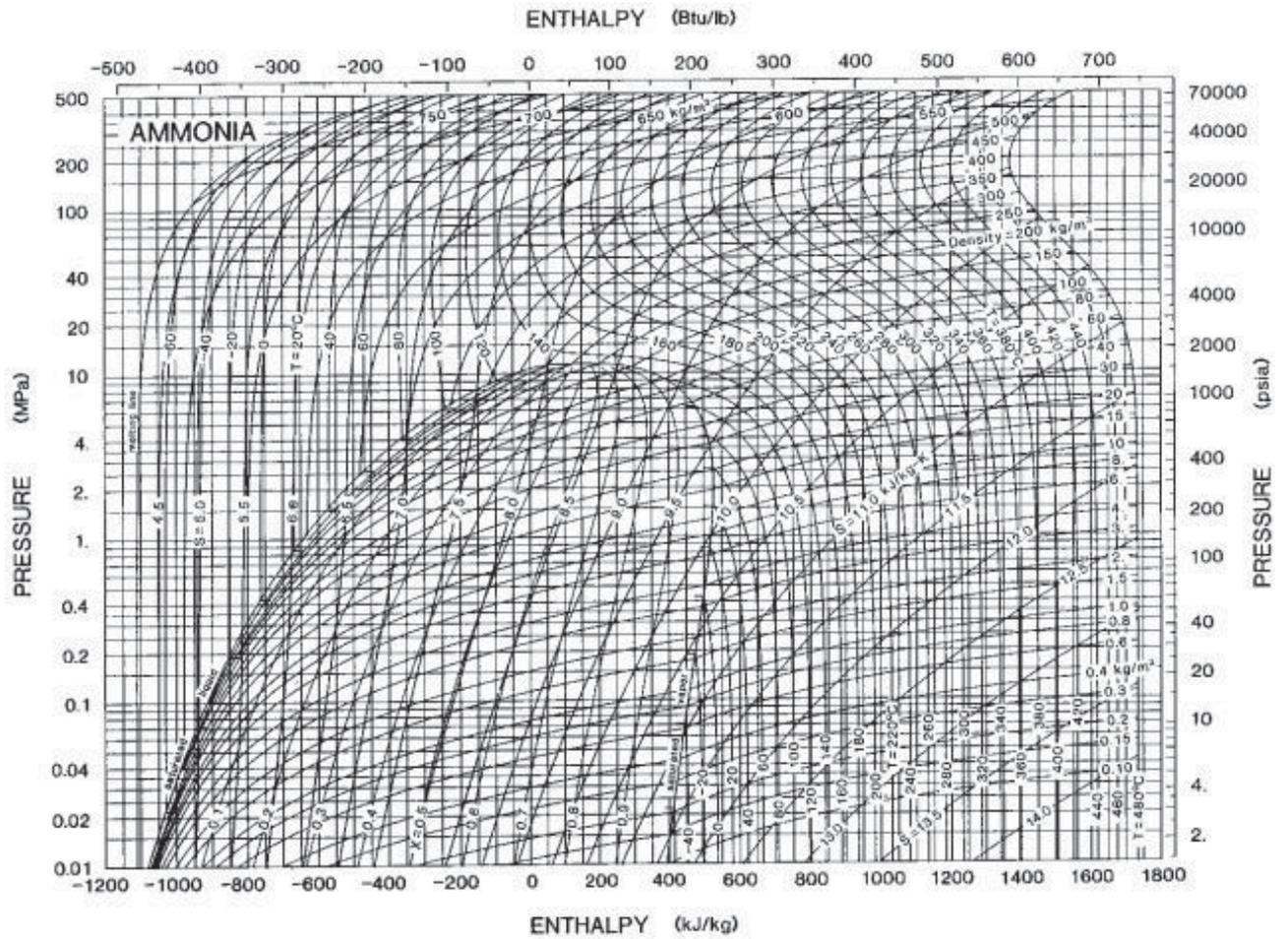


FIG. 10-100 Design curves for optimum single-stage ejectors. [DeFrate and Hoerl, Chem. Eng. Prog., 55, Symp. Ser. 21, 46 (1959).]

APÉNDICE I.1 DIAGRAMA DE MOLLIERE DE AMONIACO



APÉNDICE I.2 CALORES DE DISOLUCIÓN PARA DIFERENTES ALIMENTOS

TABLA 16 CALORES DE DISOLUCIÓN DE ALGUNOS MATERIALES FRECUENTES EN
ALIMENTOS

Sustancia	Calor de disolución cal/g mol ¹
Acético	-2251
Dextrina	+ 268
Etanol	+3200
Lactosa	-3705
Cloruro de sodio	-1164
Sacarosa	-1319
Acido Vainilic	-5160

1 a dilución infinita y temperatura ambiente (Rha)
 + desprende calor
 - absorbe calor

APÉNDICE J.1 PROPIEDADES Y NORMAS DE TUBERÍAS

Diámetro Nominal pulg.	Diámetro exterior pulg.	Cédula N°	Diámetro interior pulg.	Area transversal		Area lateral: pie ² /pie de longitud	
				Metal pulg ²	Hueca pulg ²	Exterior	Interior
		80	0,215	0,093	0,093	0,106	0,0563
1/4	0,540	40	0,364	0,125	0,125	0,141	0,0954
		80	0,302	0,157	0,157	0,141	0,0792
3/8	0,675	40	0,493	0,167	0,167	0,177	0,1293
		80	0,423	0,217	0,217	0,177	0,1110
1/2	0,840	40	0,622	0,250	0,250	0,220	0,1630
		80	0,546	0,320	0,320	0,220	0,1430
3/4	1,050	40	0,824	0,333	0,333	0,275	0,2158
		80	0,742	0,433	0,433	0,275	0,1942
1	1,315	40	1,049	0,494	4,94	0,344	0,2745
		80	0,957	0,639	0,639	0,344	0,2505
1 ¼	1,660	40	1,380	0,660	0,669	0,435	0,3620

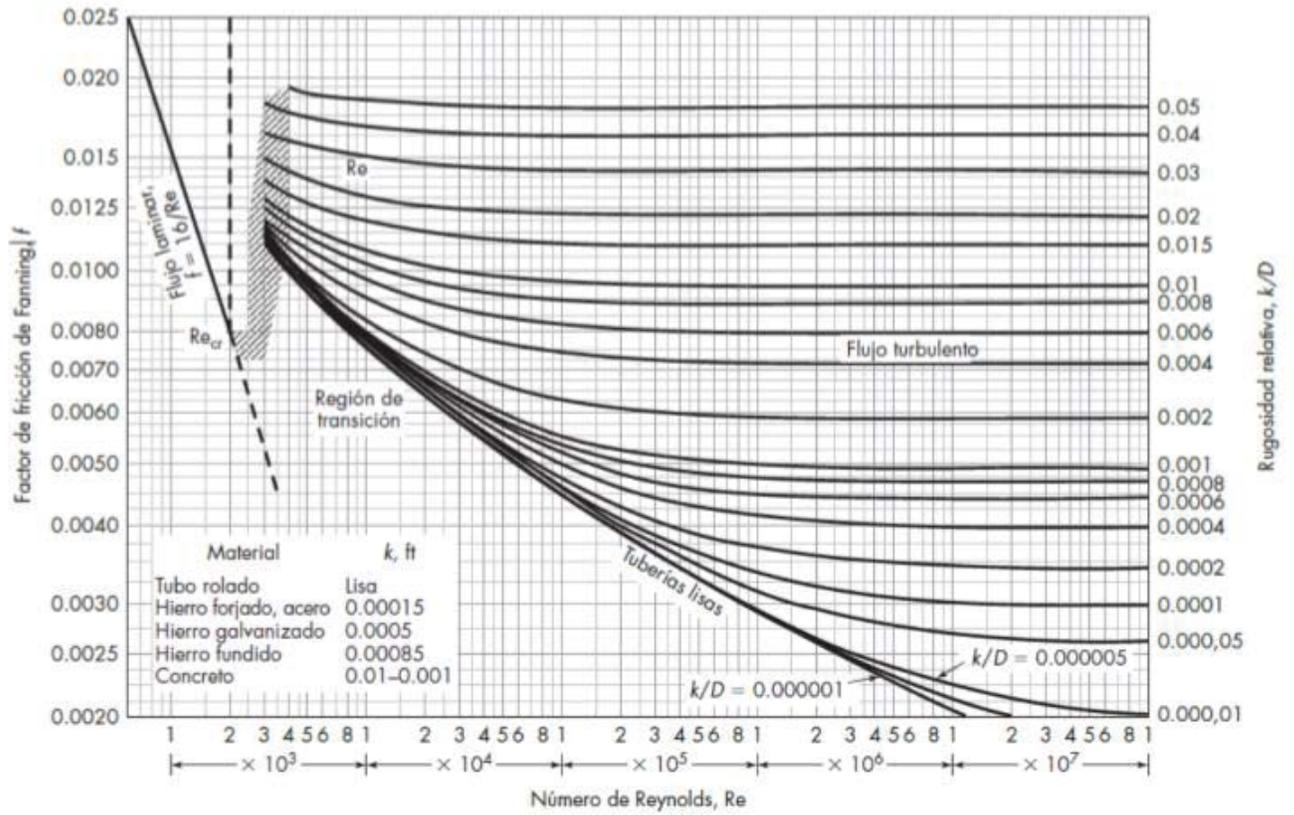
		80	1,278	0,881	0,881	0,435	0,3350
1 ½	1,900	40	1,610	0,799	0,799	0,498	0,4220
		80	1,500	1,068	1,068	0,498	0,3930
2	2,375	40	2,067	1,075	1,075	0,622	0,5420
		80	1,939	1,477	1,477	0,622	0,5080
2 ½	2,875	40	2,469	1,704	1,704	0,753	0,6470
		80	2,323	2,254	2,254	0,753	0,6090
3	3,500	40	3,068	2,228	2,228	0,917	0,8040
		80	2,900	3,016	3,016	0,917	0,7600
3 ½	4,000	40	3,548	2,680	2,680	1,047	0,9300
		80	3,364	3,678	2,678	1,047	0,8820
4	4,500	40	4,026	3,173	3,173	1,178	1,0550
		80	3,826	4,407	4,407	1,178	1,0020

5	5,563	40	5,047	4,304	4,304	1,456	1,3220
		80	4,813	6,112	6,112	1,456	1,2630
6	6,625	40	6,065	5,584	5,584	1,734	1,5900
		80	5,761	8,405	8,405	1,734	1,5100
8	8,625	40	7,981	8,395	8,396	2,258	2,0900
		80	7,625	12,76	12,76	2,258	2,0000
10	10,75	40	10,020	11,90	11,90	2,814	2,6200
		80	9,564	18,92	18,92	2,814	2,5030
12	12,75	40	11,938	15,77	15,77	3,338	3,1300
		80	11,376	26,03	26,03	3,338	2,9800

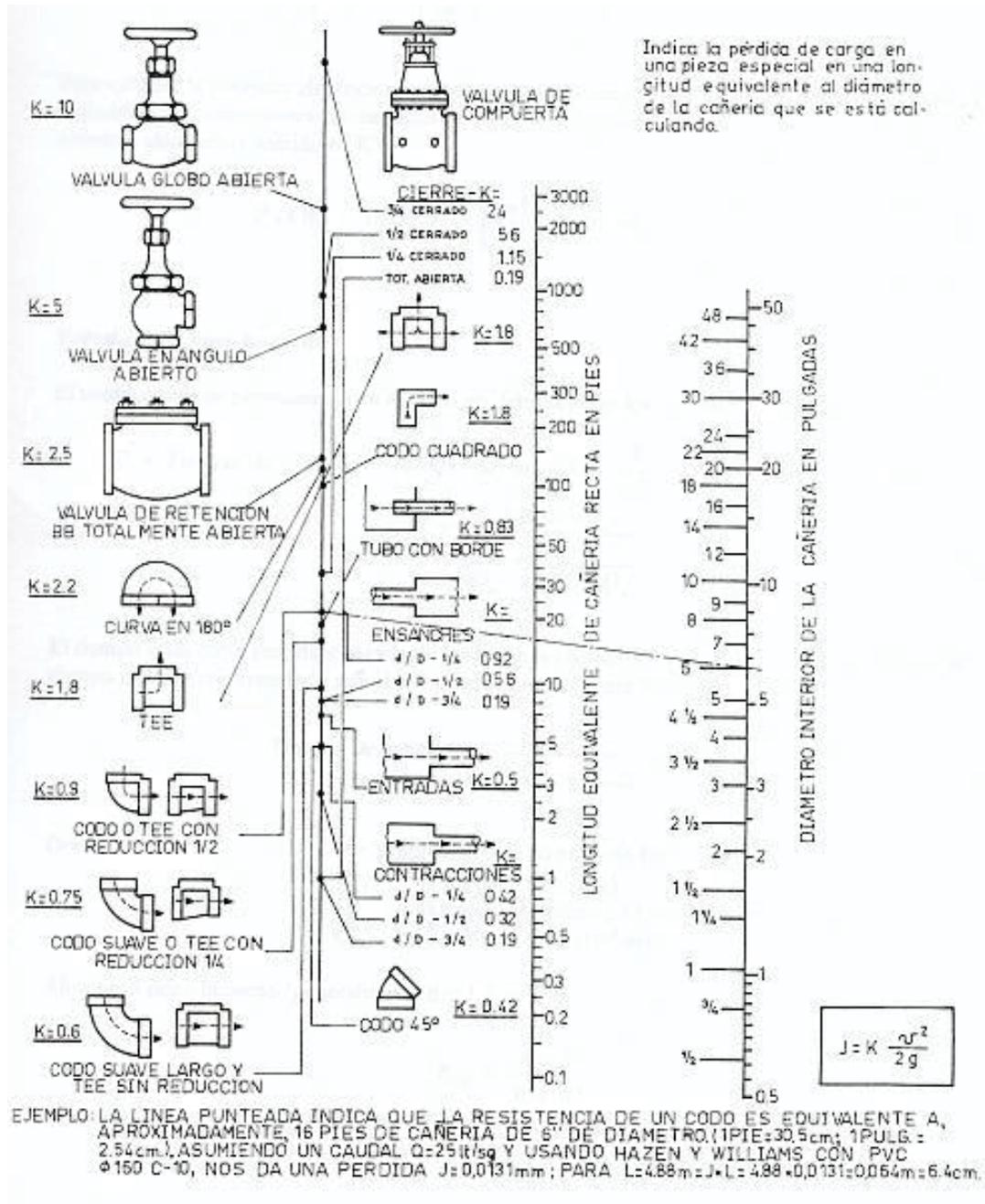
Cédula 40: Comúnmente conocido como estándar

Cédula 80: Comúnmente conocido como extragrueso

APÉNDICE J.2 GRÁFICA DE MOODY



APÉNDICE J.3 LARGO EQUIVALENTE DE FITTING



APÉNDICE K.1 CÁLCULO DE COSTO DE EQUIPOS

Los costos de los equipos fueron estimados a través de las diferentes metodologías mencionadas en la sección 7.1.2.

Costo de intercambiadores de calor

La unidad 1 del intercambiador de calor 1 (I-1) tiene un valor de 10.219 [€] al año 2015, llevando este precio al año 2016, se obtiene:

$$C_A = C_p \cdot \frac{I_A}{I_p} = 10.219 \text{ [€]} \cdot \frac{541,7}{556,8} = 9.941,86[\text{€}]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_A = 9.941,86[\text{€}] \cdot \frac{755,4 \text{ [\$CLP]}}{1\text{€}} \cdot \frac{1 \text{ [UF]}}{26.649,1[\text{\$CLP}]} = 281,81[\text{UF}]$$

La unidad 2 del intercambiador de calor 1 (I-2) tiene un valor de 2.398 [€] al año 2015, llevando este precio al año 2016, se obtiene:

$$C_A = 2.398[\text{€}] \cdot \frac{541,7}{556,8} = 2.332,96[\text{€}]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_A = 2.332,96[\text{€}] \cdot \frac{755,4 \text{ [\$CLP]}}{1\text{€}} \cdot \frac{1 \text{ [UF]}}{26.649,1[\text{\$CLP}]} = 66,13[\text{UF}]$$

El intercambiador de calor 2 (I-3) tiene un valor de 1.563 [€] al año 2015, llevando este precio al año 2016, se obtiene:

$$C_A = 1.563[\text{€}] \cdot \frac{541,7}{556,8} = 1.520[\text{€}]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_A = 1.5120[\text{€}] \cdot \frac{755,4 \text{ [\$CLP]}}{1\text{€}} \cdot \frac{1 \text{ [UF]}}{26.649,1[\text{\$CLP}]} = 43,1[\text{UF}]$$

Costo del equipo SMB

Un equipo de cromatografía SMB de volumen $3,4[\text{m}^3]$ posee un costo de 454.000 [€] (Vanková *et al.*, 2008), llevando este precio al año 2016, se obtiene:

$$C_A = 454.000 [\text{€}] \cdot \frac{541,7}{575,4} = 427.410 [\text{€}]$$

Convirtiendo este valor a UF:

$$C_A = 427.410[\text{€}] \cdot \frac{755,4 [\text{\$CLP}]}{1\text{€}} \cdot \frac{1 [\text{UF}]}{26.649,1[\text{\$CLP}]} = 12.115,4 [\text{UF}]$$

Luego, aplicando la técnica de escalamiento de costos y utilizando un factor de 0,6 se obtiene para el SMB-1:

$$V_{SMB} = A_{col} \cdot L_{col} \cdot N_{col} = 1,5[\text{m}^2] \cdot 0,64[\text{m}] \cdot 4 = 3,84[\text{m}^3]$$

$$C_d = 12.115,4 [\text{UF}] * \left(\frac{3,84[\text{m}^3]}{3,4[\text{m}^3]} \right)^{0,6} = 13.033[\text{UF}]$$

Aplicando lo anterior para el SMB-2:

$$V_{SMB} = 7,76[\text{m}^2] \cdot 1,23[\text{m}] \cdot 4 = 38,18[\text{m}^3]$$

$$C_d = 12.115,4 [\text{UF}] * \left(\frac{38,18[\text{m}^3]}{3,4[\text{m}^3]} \right)^{0,6} = 51.706[\text{UF}]$$

Finalmente para el SMB-3:

$$V_{SMB} = 0,15[\text{m}^2] \cdot 0,63[\text{m}] \cdot 4 = 0,378[\text{m}^3]$$

$$C_d = 12.115,4 [\text{UF}] * \left(\frac{0,378[\text{m}^3]}{3,4[\text{m}^3]} \right)^{0,6} = 3.243[\text{UF}]$$

Costo del equipo cristizador C-1

El cristizador con un volumen total de $5,51 [\text{m}^3]$ de acuerdo a la Tabla 5.56, tiene un costo de 52.000 [USD] al año 2014 (Matches, 2014), llevando este precio al año 2016, se obtiene:

$$C_A = 52.000 [\text{USD}] \cdot \frac{541,7}{576,3} = 48.878[\text{USD}]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_A = 48.878[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 1.234[UF]$$

Costo del equipo secador rotatorio (SR-1)

El equipo secador rotatorio cotizado en ENERCOM S.A. tiene un valor de 21.616.300 [CLP] al año 2016. Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_A = 21.616.300[CLP] \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 811,15[UF]$$

Costo de Reactores y Estanque

El reactor de hidrólisis (R-1), el de isomerización (R-2), el estanque de mezclado (M-1) y los estanques E-1, E-2, E-3 deben ser de acero inoxidable, poseer un agitador y un serpentín. Desde Hesam Chile se cotizó un equipo similar a lo requerido con un volumen de 14,54 [m³] cuyo precio es 5.998 [USD]. Para calcular el precio de cada equipo se utiliza el método de escalamiento de costos.

El volumen de **M-1** es 92,11[m³], entonces el costo del equipo es:

$$C_{M-1} = 5.998[USD] * \left(\frac{92,11[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 18.157[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{M-1} = 18.157[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 458,55[UF]$$

El volumen de **R-1** es 92,45[m³], entonces el costo del equipo es:

$$C_{R-1} = 5.998[USD] * \left(\frac{92,45[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 18.197[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{R-1} = 18.197[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 459,56[UF]$$

El volumen de **E-1** es 127,6 [m³], entonces el costo del equipo es:

$$C_{E-1} = 5.998[USD] * \left(\frac{127,6[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 22.078[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{E-1} = 22.078[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 557,58[UF]$$

El volumen de **E-2** es 25,32[m³], entonces el costo del equipo es:

$$C = 5.998[USD] * \left(\frac{25,32[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 8.366[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C = 8.366[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 211,29[UF]$$

El volumen de **R-2** es 27,86[m³], entonces el costo del equipo es:

$$C = 5.998[USD] * \left(\frac{27,86[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 8.860[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C = 8.860[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 223,76[UF]$$

El volumen de **E-3** es 35,43 [m³], entonces el costo del equipo es:

$$C = 5.998[USD] * \left(\frac{35,43[m^3]}{14,54[m^3]} \right)^{0,6} = 10.235[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C = 10.235[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 258,5[UF]$$

Costo de evaporadores

El costo de los evaporadores se obtiene utilizando el método de relación costo/equipo.

El evaporador **Ev-1** tiene un área de transferencia de 249,12 [m²], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{Ev-1} = 36.000 + 330 * 249,12^{0,55}$$

$$C_{Ev-1} = 42.863[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{Ev-1} = 42.863[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 1.082[UF]$$

Este valor corresponde a sólo un efecto del equipo; el evaporador es de triple efecto obteniendo un costo de 3.247 [UF] en total al año 2010. Se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{Ev-1} = 3.247 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 3.193 [UF]$$

El evaporador **Ev-2** tiene un área de transferencia de 26,85 [m²], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{Ev-2} = 36.000 + 330 * 26,85^{0,55}$$

$$C_{Ev-2} = 38.015[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{Ev-2} = 38.015[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 960 [UF]$$

Este valor corresponde a sólo un efecto del equipo; el evaporador es de triple efecto obteniendo un costo de 2.880 [UF] en total al año 2010. Se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{Ev-2} = 2.880 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 2.832[UF]$$

Costo equipo condensador

Para estimar el costo del condensador se necesita el área de transferencia del equipo; la que se calcula con la Ecuación J.1.

$$A = \frac{Q_{vapor}}{U \cdot \Delta T_{Lm}} \quad \text{Ecuación J.1}$$

Donde,

A : Área de transferencia del condensador, [m²]

Q_{vapor} : Calor transferido del vapor [W]

U : Coeficiente global, [W/m²°C]

ΔT_{Lm} : Diferencia de temperatura media logarítmica

El calor transferido del vapor se calcula utilizando la Ecuación J.2.

$$Q_{vapor} = F_g \cdot (H_v - H_{l1}) \quad \text{Ecuación J.2}$$

Donde,

F_g : Flujo de vapor que ingresa al evaporador [kg/s]

H_v : Entalpía del vapor, [kcal/kg]

H_{l1} : Entalpía del líquido, [kcal/kg]

Para calcular la diferencia de temperatura media logarítmica se utiliza la Ecuación J.3, en la cual ya se aplica el factor de corrección.

$$\Delta T_{Lm} = \frac{(T_1 - T_2) - (T_3 - T_4)}{\ln \left(\frac{T_1 - T_2}{T_3 - T_4} \right)} \cdot F_t \quad \text{Ecuación J.3}$$

Donde,

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida del vapor respectivamente, °C

T_3, T_4 : Temperatura de entrada y salida del agua respectivamente, °C

F_t : Factor corrección temperatura

El coeficiente global debe estar en un rango de 5.000-7.500 [W/m²°C] (Towler & Sinnott, 2008). Para ambos condensadores, se utiliza un coeficiente global de 5.000 [W/m²°C]. Los valores de entalpía, flujo de vapor y temperaturas son obtenidos desde el capítulo 5, mientras que el factor de corrección de temperatura se obtiene desde la gráfica del Apéndice K.2. A continuación, se muestra un ejemplo de cálculo para el área del condensador 2.

$$Q_{vapor} = 1.346 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot \frac{1 [h]}{3600 [s]} \cdot (623,2 - 22,09) \left[\frac{kcal}{kg} \right]$$

$$Q_{vapor} = 940.245 [W]$$

Para el cálculo de la ΔT_{Lm} , se asume una temperatura de salida del vapor de 60°C.

$$\Delta T_{Lm} = \frac{(60 - 32) - (60 - 22)}{\ln \left(\frac{60 - 32}{60 - 22} \right)} \cdot 0,95 = 31,1^{\circ}C$$

Reemplazando los valores en la Ecuación J.1:

$$A_{CB-2} = \frac{940.245 [W]}{5.000 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \right] \cdot 31,1^{\circ}C} = 6,05 [m^2]$$

Teniendo el área del equipo, utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CB-2} = 28.000 + 54 * 6,05^{1,2}$$

$$C_{CB-2} = 28.468 [USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{Ev-2} = 28.468 [USD] \cdot \frac{673 [\$CLP]}{1 USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1 [\$CLP]} = 718,9 [UF]$$

Se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CB-2} = 718,9 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 707,5 [UF]$$

Para el condensador 1 se utiliza el mismo cálculo anterior, se asume una temperatura de salida del vapor de 70°C, resultando lo siguiente:

$$Q_{vapor} = 6.904.001 [W]$$

$$\Delta T_{Lm} = 45,87^{\circ}C$$

$$A_{CB-1} = 30,1 [m^2]$$

$$C_{CB-1} = 31.211[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CB-1} = 31.211[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 788,2[UF]$$

Se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CB-1} = 788,2 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 775,18[UF]$$

Costo equipo centrífuga de discos

La centrífuga tiene un diámetro interno de 0,036 [m], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CT-1} = 57.000 + 480.000 * 0,036^{0,7}$$

$$C_{CT-1} = 103.846[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CT-1} = 103.846[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 2.622[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CT-1} = 2.622 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 2.579[UF]$$

Costo equipo centrífuga de canasto

La centrífuga tiene una potencia de 22 [kW], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CT-2} = 65.000 + 750 * 22^{1,5}$$

$$C_{CT-2} = 142.392 [USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CT-2} = 142.392[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 3.596[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CT-2} = 3.596 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 3.536,7 [UF]$$

Costo torre de enfriamiento

La torre de enfriamiento tiene un flujo de 8,15 [L/s], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{TE-1} = 170.000 + 1.500 * 8,15^{0,9}$$

$$C_{TE-1} = 179.907[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{TE-1} = 179.907[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 4.543,4[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{TE-1} = 4.543 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 4.468,33[UF]$$

Costo Caldera

La caldera tiene un flujo de 802,4 [kg/h], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CA-1} = 130.000 + 53 * 802,4^{0,9}$$

$$C_{CA-1} = 151.833[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CA-1} = 151.833[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 3.834[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CA-1} = 3.834[UF] * \frac{541,7}{550,8} = 3.771[UF]$$

Costo de cinta transportadora

La cinta transportadora CP-1 tiene una longitud de 7 [m], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CP-1} = 41.000 + 730 * 7^1$$

$$C_{CP-1} = 46.110[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CP-1} = 46.110[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 1.164,5[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CP-1} = 1.164 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 1.145,2[UF]$$

La cinta transportadora CP-2 tiene una longitud de 10 [m], utilizando la Ecuación 7.2 y los datos obtenidos del Apéndice K.2, se obtiene:

$$C_{CP-2} = 17.000 + 2.600 * 10^1$$

$$C_{CP-2} = 43.000[USD]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{CP-2} = 43.000[USD] \cdot \frac{673[\$CLP]}{1USD} \cdot \frac{1 [UF]}{26.649,1[\$CLP]} = 1.085,1[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{CP-2} = 1.085,1 [UF] * \frac{541,7}{550,8} = 1.067,9[UF]$$

Tolva

Desde Agroindustrias (Construequipos, 2017) se cotizó un equipo similar a lo requerido con un volumen de 33,63 [m³] cuyo precio es 438,4 [UF]. Para calcular el precio se utiliza el método de escalamiento de costos.

El volumen de **T-1** es $2,5[m^3]$, entonces el costo del equipo es:

$$C_{T-1} = 438,4[UF] * \left(\frac{2,5[m^3]}{33,63[m^3]} \right)^{0,6} = 92,17[UF]$$

Este valor corresponde al año 2010, se debe llevar este costo al año 2016, obteniendo:

$$C_{T-1} = 92,17 [UF] * \frac{541,7}{576,3} = 86,64[UF]$$

Costo bombas

El costo de las bombas se calculó a través de un escalamiento utilizando un factor de 0,34 y conociendo el precio de la bomba Prisma 15 3M de acero inoxidable, marca ESPA que es una bomba con una potencia de $0,5[hp]$ con costo $212.155 [CLP]$ (ESPA, 2017). Se realiza un ejemplo para la bomba B-0:

$$C_{B-0} = 212.155 [CLP] * \left(\frac{2,46}{0,5} \right)^{0,34} = 364.688[CLP]$$

Convirtiendo este valor a [UF]:

$$C_{B-0} = 364.688[CLP] * \frac{1 [UF]}{26.649,1[CLP]} = 13,685[UF]$$

A continuación en la Tabla K.1 se muestra un resumen de los costos de cada bomba utilizando el método de escalamiento de costos.

Tabla K.1 Resumen costos bombas

Bomba	Potencia [kW]	Potencia [hp]	Precio CLP	Precio UF
B-0	1,83	2,46	364.688	13,685
B-1	1,83	2,46	364.688	13,685
B-2	1,83	2,46	364.688	13,685
B-3	0,4	0,53	216.400	8,120
B-4	0,003	0,004	41.087	1,542

Continuación Tabla K.1

Bomba	Potencia [kW]	Potencia [hp]	Precio CLP	Precio UF
B-5	0,1	0,13	134.197	5,036
B-6	0,08	0,11	126.788	4,758
B-7	0,11	0,15	140.888	5,287
B-8	1,12	1,51	308.927	11,592
B-9	0,08	0,1	122.745	4,606
B-10	0,35	0,47	207.738	7,795
B-11	0,17	0,22	160.482	6,022
B-12	0,16	0,21	157.964	5,928
B-13	0,04	0,05	96.974	3,639
B-14	0,04	0,05	96.974	3,639
B-15	0,04	0,05	96.974	3,639
B-16	0,04	0,05	96.974	3,639
B-17	0,03	0,04	89.888	3,373
B-18	0,08	0,1	122.745	4,606
B-19	0,04	0,05	96.974	3,639
B-20	0,01	0,014	62.905	2,361
B-21	0,0011	0,0015	29.436	1,105
B-22	0,002	0,0021	33.003	1,238
BR-0	0,017	0,023	74.472	2,795
BR-0	0,01	0,012	59.693	2,240
BR-0	0,08	0,11	126.788	4,758

Continuación Tabla K.1

Bomba	Potencia [kW]	Potencia [hp]	Precio CLP	Precio UF
BR-0	0,04	0,05	96.974	3,639
BR-1	0,2	0,26	169.861	6,374
BR-2	0,12	0,16	144.014	5,404
BR-3	0,16	0,22	160.482	6,022
BR-4	0,28	0,37	191.510	7,186
BR-5	2,7	3,62	415.877	15,606
BR-6	0,06	0,08	113.777	4,269
BR-7	2,64	3,54	412.729	15,488
BR-8	0,6	0,74	242.405	9,096
Total	15,2931	20,4066	5.742.707	215,493

APÉNDICE K.2 CONSTANTES DE COSTOS, ÍNDICES Y PARÁMETROS DE TAMAÑO

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n
<i>Agitators & mixers</i>						
Propeller	driver power, kW	5.0	75	17,000	1,130	1.05
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35	30,800	125	2.0
Static mixer	liters/s	1.0	50	570	1,170	0.4
<i>Boilers</i>						
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000	200,000	124,000	10.0	1.0
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000	800,000	130,000	53	0.9
<i>Centrifuges</i>						
High speed disk	diameter, m	0.26	0.49	57,000	480,000	0.7
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20	65,000	750	1.5
<i>Compressors</i>						
Blower	m ³ /h	200	5,000	4,450	57	0.8
Centrifugal	driver power, kW	75	30,000	580,000	20,000	0.6
Reciprocating	driver power, kW	93	16,800	260,000	2,700	0.75
<i>Conveyors</i>						
Belt, 0.5 m wide	length, m	10	500	41,000	730	1.0
Belt, 1.0 m wide	length, m	10	500	46,000	1,320	1.0
Bucket elevator, 0.5m bucket	height, m	10	30	17,000	2,600	1.0
<i>Crushers</i>						
Reversible hammer mill	t/h	30	400	68,400	730	1.0
Pulverizers	kg/h	200	4,000	16,000	670	0.5
Jaw crusher	t/h	100	600	-8,000	62,000	0.5
Gyratory crusher	t/h	200	3,000	5,000	5,100	0.7
Ball mill	t/h	0.7	60	-23,000	242,000	0.4
<i>Crystallizers</i>						
Scraped surface crystallizer	length, m	7	280	10,000	13,200	0.8

Continuación Apéndice K.2

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n
<i>Dryers</i>						
Direct contact Rotary	m ²	11	180	15,000	10,500	0.9
Atmospheric tray batch	area, m ²	3.0	20	10,000	7,900	0.5
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	410,000	2,200	0.7
<i>Evaporators</i>						
Vertical tube	area, m ²	11	640	330	36,000	0.55
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12	88,000	65,500	0.75
<i>Exchangers</i>						
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	28,000	54	1.2
Floating head shell and tube	area, m ²	10	1,000	32,000	70	1.2
Double pipe	area, m ²	1.0	80	1,900	2,500	1.0
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10	500	30,400	122	1.1
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10	500	29,000	400	0.9
Plate and frame	area, m ²	1.0	500	1,600	210	0.95
<i>Filters</i>						
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	128,000	89,000	0.5
Vacuum drum	area, m ²	10	180	-73,000	93,000	0.3
<i>Furnaces</i>						
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	80,000	109,000	0.8
<i>Packings</i>						
304 ss Raschig rings	m ³			0	8,000	1.0
Ceramic intalox saddles	m ³			0	2,000	1.0
304 ss Pall rings	m ³			0	8,500	1.0
PVC structured packing	m ³			0	5,500	1.0
304 ss structured packing	m ³			0	7,600	1.0
<i>Pressure vessels</i>						
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	11,600	34	0.85
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	10,200	31	0.85

Continuación Apéndice K.2

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	120	250,000	17,400	79	0.85
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	120	50,000	12,800	73	0.85
<i>Pumps and drivers</i>						
Single stage centrifugal	flow, liters/s	0.2	126	8,000	240	0.9
Explosion proof motor	power, kW	1.0	2,500	-1,100	2,100	0.6
Condensing steam turbine	power, kW	100	20,000	-14,000	1,900	0.75
<i>Reactors</i>						
Jacketed, agitated	volume, m ³	0.5	100	61,500	32,500	0.8
Jacketed, agitated, glass lined	volume, m ³	0.5	25	12,800	88,200	0.4
<i>Tanks</i>						
floating roof	capacity, m ³	100	10,000	113,000	3,250	0.65
cone roof	capacity, m ³	10	4,000	5,800	1,600	0.7
<i>Trays</i>						
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	440	1.8
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	210	400	1.9
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	340	640	1.9
<i>Utilities</i>						
Cooling tower & pumps	flow, liters/s	100	10,000	170,000	1,500	0.9
Packaged mechanical refrigerator						

